



SKRIPSI – TK141581

**PEMODELAN DAN SIMULASI STRIPPING GAS
KARBONDIOKSIDA (CO_2) DARI LARUTAN
METHYLDIETHANOLAMINE (MDEA)
BERPROMOTOR DALAM KOLOM BERPACKING**

Disusun Oleh:

Muhammad Fikri Kurniawan

NRP. 0221 1546 000 028

Gilang Adi Setyawan

NRP. 0221 1546 000 033

Dosen Pembimbing:

Pembimbing I

Prof. Dr. Ir. Ali Altway, MSc.

NIP. 1951 0804 1974 12 1001

Pembimbing II

Siti Nurkhamidah, ST., MS., Ph.D

NIP. 1984 0508 2009 12 2004

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA 2018**



FINAL PROJECT – TK141581

**MODELING AND SIMULATION OF CARBON
DIOXIDE GAS (CO₂) STRIPPING FROM PROMOTED
METHYLDIETHANOLAMINE (MDEA) SOLUTION
IN PACKED COLUMN**

Proposed by :

**Muhammad Fikri Kurniawan
NRP. 0221 1546 000 028**

**Gilang Adi Setyawan
NRP. 0221 1546 000 033**

Advisor I

**Prof. Dr. Ir. Ali Altway, MSc.
NIP. 1951 0804 1974 12 1001**

Advisor II

**Siti Nurkhamidah, ST., MS., Ph.D
NIP. 1984 0508 2009 12 2004**

**CHEMICAL ENGINEERING DEPARTMENT
FACULTY OF INDUSTRIAL ENGINEERING
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA 2018**

LEMBAR PENGESAHAN

Pemodelan dan Simulasi Stripping Gas Karbon Dioksida (CO₂) dari Larutan Methyldiethanolamine (MDEA) Berpromotor dalam Kolom Berpacking






Diajukan untuk Memenuhi Salah Satu Syarat Memperoleh Gelar
Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Jurusan Teknik Kimia
Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya

Oleh :

Muhammad Fikri Kurniawan
Gilang Adi Setyawan

02211546000028
02211546000033

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc.  (Pembimbing 1)
2. Siti Nurkhamidah, ST., MS., Ph.D  (Pembimbing 2)
3. Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA.  (Penguji I)
4. Fadlilatul Taufany, ST., Ph.D  (Penguji II)
5. Dr. Yeni Rahmawati, ST., M.T  (Penguji III)



Surabaya, 22 Januari 2018

PEMODELAN DAN SIMULASI STRIPPING GAS KARBONDIOKSIDA (CO₂) DARI LARUTAN METHYLDIETHANOLAMINE (MDEA) BERPROMOTOR DALAM KOLOM BERPacking

Dosen Pembimbing : Prof. Dr. Ir. Ali Altway, MSc.
Siti Nurkhamidah, ST., MS., Ph.D
Disusun oleh : Muhammad Fikri Kurniawan
Gilang Adi Setyawan
NRP : 02211546000028
02211546000033

ABSTRAK

Gas karbondioksida (CO₂) pada suhu yang sangat rendah (-78°C, 1 atm) akan membeku dan menyumbat sistem-sistem perpipaan. Pada proses sintesa amoniak, gas CO₂ bersifat racun untuk katalis karena dapat menutup bagian yang aktif dari katalis sehingga menghambat kinerja dari katalis. Proses pemisahan gas CO₂ terdiri dari proses absorpsi dan proses stripping. Proses stripping merupakan proses regenerasi pelarut yang kaya gas CO₂ (*rich solution*). Regenerasi pelarut sangat penting agar pelarut dapat digunakan kembali untuk proses absorpsi.

Pada penelitian ini akan dilakukan pemodelan dan simulasi proses stripping gas CO₂ dari larutan MDEA(20% volume) berpromotor dalam kolom berpacking menggunakan *software* MATLAB® R2015a 8.5 dengan pendekatan *rate-based modeling*. Model matematis dibuat berdasarkan sistem stripping yang dilengkapi kondenser dan reboiler. Penyelesaian numerik menggunakan metode *Ordinary Differential Equation* (ODE) 45. Data yang didapat akan divalidasi dengan membandingkan data hasil simulasi dengan data eksperimen. Variabel penelitian berupa suhu larutan masuk stripper, konsentrasi dan jenis promotor.

Pada suhu masuk pelarut 378,15 K dan tekanan 2 atm dengan konsentrasi promotor PZ sebesar 5% didapat nilai removal

CO₂ tertinggi sebesar 87,50%. Peningkatan nilai suhu larutan masuk meningkatkan konstanta laju reaksi dan konsentrasi promotor akan meningkatkan nilai *enhancement factor* sehingga nilai removal CO₂ juga meningkat. Hasil validasi menunjukkan error untuk promotor PZ, Glisin dan DEA berturut-turut sebesar 8,05%, 13,96% dan 24,44%.

Kata kunci : *stripping CO₂, MDEA, promotor, pemodelan, simulasi.*

MODELING AND SIMULATION OF CARBON DIOXIDE GAS (CO₂) STRIPPING FROM PROMOTED METHYLDIETHANOLAMINE (MDEA) SOLUTION IN PACKED COLUMN

Advisors : Prof. Dr. Ir. Ali Altway, MSc.
Siti Nurkhamidah, ST., MS., Ph.D
Proposed by : Muhammad Fikri Kurniawan
Gilang Adi Setyawan
NRP : 02211546000028
02211546000033

ABSTRACT

Carbon dioxide gas (CO₂) at very low temperature (-78°C, 1 atm) will be freezing and clogging the piping systems. In ammonia synthesis process, CO₂ gas tend to become toxic for the catalyst as its cover the active site of the catalyst so that obstruct the catalyst performance. CO₂ gas separation process consists of absorption and stripping process. Stripping process is a solvent regeneration which is rich of CO₂ gas called rich solution. Solvent regeneration becomes vital so that the solvent could be reused for the absorption process.

This experiment would be done by modeling and simulation of CO₂ gas stripping process from promoted MDEA solution(20% volume) in packed column using MATLAB® R2015a 8.5 software by rate-based modeling approximation. Mathematical modeling adopted from the stripping system that equipped with condenser and reboiler. Numerical solution solved by ordinary differential equation 45 method. The data obtained will be validated by comparing the result with experimental data. The research variable are solution inlet temperature, concentration and the types of promotor.

The highest CO₂ removal is 87,05% at solution inlet temperature 378.15 K and colum pressure 2 atm with 5% promotor

PZ concentration. The increasing of solution inlet temperature will increase reaction rate constant and promotor concentration leads to greater enhancement factor so that increasing the CO₂ removal.. The result of validation data for PZ, DEA and Glycine induce 8,05%, 13,96% and 24,44% error value.

Keyword : CO₂ stripping, MDEA, promotor, modeling, simulation.

KATA PENGANTAR

Puji syukur kami panjatkan ke hadirat Allah SWT karena dengan rahmat dan berkah-Nya kami dapat menyelesaikan Laporan Skripsi yang berjudul :

“PEMODELAN DAN SIMULASI STRIPPING GAS KARBON DIOKSIDA (CO₂) DARI LARUTAN METHYLDIETHANOLAMINE (MDEA) BERKATALIS DALAM KOLOM BERPacking”

Tugas Laporan Skripsi ini merupakan salah satu syarat kelulusan Program Studi S-1 di Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri. Institut Teknologi Sepuluh Nopember. Pada kesempatan kali ini, kami menyampaikan terima kasih kepada :

1. Orangtua, keluarga dan kekasih kami atas segala kasih sayang dan perhatian yang telah diberikan.
2. Bapak Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Departemen Teknik Kimia FTI-ITS.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Ali Altway, MSc selaku Kepala Laboratorium Proses Perpindahan Panas dan Massa dan dosen pembimbing I yang telah membimbing kami dengan baik.
4. Ibu Siti Nurkhamidah, ST., MS., Ph.D selaku dosen pembimbing II yang telah membimbing kami dengan baik.
5. Ibu Ariani yang juga telah membantu kami dengan baik.
6. Bapak dan Ibu selaku dosen pengajar serta seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia FTI-ITS.
7. Teman-teman Laboratorium Proses Perpindahan Panas dan Massa, rekan-rekan Teknik Kimia LJ Genap 2015, K-53, K-54, Polinema serta semua pihak yang telah membantu secara langsung maupun tidak langsung.

Kami menyadari bahwa penyusunan Laporan Skripsi ini masih perlu penyempurnaan, oleh karena itu kami mengharap saran dan kritik yang membangun. Semoga laporan tugas akhir ini

dapat bermanfaat bagi kita semua, khususnya di bidang teknik kimia dan aplikasi industri kimia. Terima kasih.

Surabaya, Januari 2018

Penyusun

DAFTAR ISI

Abstrak.....	i
Kata Pengantar	v
Daftar Isi.....	vii
Daftar Gambar.....	xi
Daftar Tabel	xiii

BAB I PENDAHULUAN

I.1	Latar Belakang.....	1
I.2	Perumusan Masalah	3
I.3	Batasan Masalah	3
I.4	Tujuan Penelitian	3
I.5	Manfaat Penelitian	4

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

II.1	Karbon Dioksida (CO_2)	5
II.2	Proses Sistem Absorpsi dan Stripping	6
	II.2.1 Proses Absorpsi	6
	II.2.2 Proses Stripping	7
II.3	Pendekatan pada Pemodelan	10
	II.2.1 Pendekatan <i>Equilibrium Modeling</i>	10
	II.2.2 Pendekatan <i>Rate based Modeling</i>	10
II.4	Data Kinetika Reaksi.....	11
II.5	Data Kelarutan Komponen.....	12
II.6	Data Perpindahan Massa dan Panas.....	14

II.7	Desorpsi Gas	15
BAB III METODE PENELITIAN		
III.1	Garis Besar Penelitian	17
III.2	Sistem yang Ditinjau	18
III.3	Algoritma Pemodelan Proses Stripping.....	19
III.4	Pengembangan Model Matematis Proses Stripping pada Kolom Berpacking	20
III.5	Sistem Reboiler	24
III.6	Sistem Kondenser	25
III.7	Penyelesaian Numerik.....	25
III.8	Pembuatan Model.....	26
III.9	Validasi Data.....	26
III.10	Simulasi Data	26
III.11	Variabel Penelitian.....	27
	III.11.1. Kondisi yang Ditetapkan	27
	III.11.2. Variabel Input	27
	III.11.3. Variabel Respon	27
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN		
IV.1	Program Simulasi	29
IV.2	Validasi Model	30
IV.3	Pengaruh Tekanan Kolom terhadap Removal CO ₂	31
IV.4	Pengaruh Temperatur Rich Solution terhadap Removal CO ₂	33

IV.5	Hubungan Fraksi Promotor DEA, Glycine dan PZ terhadap Removal CO ₂	35
IV.6	Distribusi Molar Flow HCO ₃ ⁻ , MDEAH ⁺ , MDEA, CO ₂ dan H ₂ O terhadap Tinggi Kolom	37
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN		
V.1	Kesimpulan	39
V.2	Saran.....	40
DAFTAR PUSTAKA		xv
DAFTAR NOTASI.....		xix
APPENDIX A		A-1
APPENDIX B		B-1
APPENDIX C		C-1
APPENDIX D		D-1

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

DAFTAR GAMBAR

Gambar II.1	Kolom absorpsi konvensional dengan <i>packing</i>	7
Gambar II.2	Steam Stripper Sederhana.....	8
Gambar II.3	Stripper dengan <i>Reboiler</i>	10
Gambar III.1	Diagram Alir langkah-langkah penelitian	17
Gambar III.2	Rangkaian alat Proses Stripping Gas CO ₂	18
Gambar III.3	Algoritma Pemodelan Proses Stripping	19
Gambar III.4	Skema Model Matematis Stripping CO ₂ pada Kolom Berpacking	20
Gambar IV.1	Perbandingan Data Simulasi dengan Data Eksperimen pada tiap Promotor berdasarkan Temperatur <i>Rich Solution</i> terhadap <i>Removal</i> CO ₂	30
Gambar IV.2	(a) Distribusi molar <i>flow liquid</i> HCO ₃ ⁻ , MDEAH ⁺ dan MDEA. (b) Distribusi molar <i>flow gas</i> H ₂ O dan CO ₂ terhadap tinggi kolom,, Laju <i>Rich solution</i> (20% MDEA 5% DEA) 0,6 L/menit, dan T _L 363,15K	31
Gambar IV.3	Pengaruh tekanan kolom terhadap <i>removal</i> CO ₂ pada tiap promotor (a) Tekanan 1,5-2,5 atm (b) Tekanan 1,5-10 atm, Laju <i>Rich Solution</i> (20% MDEA 5% Promotor) 0,6 L/menit dan Tekanan 2 atm.....	33
Gambar IV.4	Pengaruh temperatur <i>rich solution</i> terhadap <i>removal</i> CO ₂ pada tiap promotor, Laju <i>Rich solution</i> (20% MDEA) 0,6 L/menit, Tekanan 2 atm dan T _L 343,15K .	35
Gambar IV.5	Hubungan fraksi promotor DEA, <i>Glycine</i> dan PZ terhadap <i>removal</i> CO ₂ , Laju <i>Rich solution</i> (20% MDEA) 0,6 L/menit, Tekanan 2 atm dan T _L 363,15 K	37
Gambar IV.5.1	Hubungan fraksi promotor DEA, <i>Glycine</i> dan PZ terhadap <i>enhancement factor</i> , Laju <i>Rich solution</i> (20% MDEA) 0,6 L/menit, Tekanan 2 atm dan T _L 363,15 K	38

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

DAFTAR TABEL

Tabel II.1. Sifat fisika karbondioksida (CO_2)	5
Tabel II.2. Nilai Konstanta Henry Air Murni pada $T=298\text{ K}$ Tiap Komponen	13
Tabel II.3. Harga h Spesies	13
Tabel II.4. Nilai h_G dan h_T Tiap Komponen.....	14

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Gas karbondioksida (CO_2) dapat mengganggu proses pada industri kimia karena gas CO_2 apabila mengikat air akan berupa *acid* gas yang bersifat korosif terhadap sistem perpipaan. Sebagaimana pada industri *Liquified Natural Gas* (LNG), gas CO_2 harus dihilangkan karena pada suhu sangat rendah (-78°C , 1 atm) CO_2 akan membeku dan dapat menyumbat sistem perpipaan dan merusak *tubing-tubing* pada *main heat exchanger*. Pada industri pupuk, gas CO_2 merupakan produk samping dari proses pembuatan amoniak, dimana gas CO_2 bersifat racun untuk katalis yang dapat menutup *active site* dari katalis sehingga dapat menghambat kinerja katalis dalam proses sintesa amoniak (Tan, 2012).

Oleh karena itu, sebelum memasuki proses sebaiknya dilakukan pemisahan gas CO_2 dari aliran gas. Ada beberapa teknologi untuk memisahkan dan menangkap CO_2 seperti: proses absorpsi secara fisik dan kimia, proses adsorpsi, proses *cryogenic* (pendinginan), teknologi membran dan menggunakan sistem alga atau mikroba (Rao dan Rubin, 2002). Berdasarkan pada spesifikasi gas alam pada industri LNG dengan kadar CO_2 maksimal 50 ppm, maka dipilih metode absorpsi secara kimia karena dapat mengurangi kadar CO_2 hingga level ppm. Selain itu metode ini lebih ekonomis dan telah dikembangkan dan diaplikasikan pada berbagai proses komersial (Alvares, 1998).

Metode absorpsi menggunakan pelarut (absorben) untuk mengabsorpsi suatu gas. Pemilihan absorben yang paling efektif memperhatikan banyak faktor, baik dari segi selektivitas, efektivitas, kondisi dan biaya operasi yang optimal. Jenis absorben yang biasa digunakan yaitu senyawa *alkanolamine* seperti larutan MEA, DEA, dan MDEA. Untuk larutan *amine* reaksi absorpsinya cenderung cepat namun kurang stabil pada suhu tinggi serta membutuhkan konsumsi energi regenerasi yang tinggi terutama *amine* primer dan sekunder. Untuk *amine* tersier seperti MDEA, reaksinya lebih lambat dibanding *amine* primer dan sekunder

namun kelebihanannya adalah lebih stabil pada suhu tinggi, konsumsi energi regenerasi yang relatif lebih rendah dan CO_2 loading yang tinggi. Efektivitas absorpsi menggunakan MDEA dapat ditingkatkan dengan menambahkan promotor (Fuqoha, 2012).

Proses pemisahan dengan metode absorpsi tidak dapat berdiri sendiri karena diperlukan regenerasi pelarut absorben yang disebut proses *stripping*. Sehingga absorpsi dan *stripping* merupakan kesatuan sistem yang saling berkaitan, dimana gas CO_2 terabsorpsi oleh pelarut dalam *countercurrent contactor* menghasilkan larutan kaya CO_2 (*rich solvent*) yang kemudian menuju ke *stripper* yang terlebih dahulu bertukar panas dengan larutan sedikit CO_2 (*lean solvent*) yang keluar dari *stripper* menuju *absorber*. Gas CO_2 dihilangkan dari *rich solvent* didalam kolom *stripper*. Proses *stripping* berlangsung pada 3 bagian, yaitu pada *inlet stripper*, *packing column*, serta *reboiler*. Sehingga kondisi operasi yang optimal dalam *stripper* sangatlah penting karena kebutuhan energi dalam proses *stripping* itu sendiri sebesar 80% dari biaya operasi pada sistem absorpsi/*stripping* (Babatunde dan Rochelle, 2008). Kebutuhan energi dalam proses *stripping* yang tinggi tersebut menuntut industri untuk mengoptimalkan kondisi operasi agar efisiensi *stripper* menjadi maksimal.

Pemodelan dan simulasi *stripping* gas CO_2 dari larutan absorben berpromotor diperlukan untuk membantu perencanaan operasi *stripping* dalam industri secara detail yang meliputi transfer massa, kebutuhan energi dan kondisi operasi sehingga tercapai keadaan yang optimal. Mahmoodi dan Darvishi dari *Yasouj University* pada tahun 2008 melakukan pemodelan matematis dan optimasi tower *stripping* gas CO_2 pada *plant* amonia Shiraz Petrochemical Complex dengan pelarut *potassium carbonate* K_2CO_3 berpromotor *piperazine* (PZ) dengan pendekatan *rate-based modeling*. Pendekatan ini digunakan karena penyelesaian persamaan neraca panas dan massa membutuhkan data sifat fisik dan parameter empiris sehingga cocok untuk proses *real*. *Aspen Custom Modeler*[®] (ACM) digunakan untuk menyusun model dari *stripper*.

Pada penelitian ini, kami melakukan pemodelan dan simulasi gas CO₂ dari *methyldiethanolamine* (MDEA) 20% volume berpromotor *diethanolamine* (DEA), Glisin dan *Piperazine* (PZ) dengan pendekatan *rate-based modeling*. Penyusunan model menggunakan MATLAB® R2015a dengan suhu larutan masuk *stripper* 353,15 K-363,15 K; konsentrasi promotor 1%-5% volume dan jenis promotor yaitu berpromotor *diethanolamine* (DEA), Glisin dan *Piperazine* (PZ). Kajian secara teoritis tentang suhu larutan masuk, konsentrasi, jenis promotor, tekanan kolom serta data performa Glisin dan DEA terhadap efisiensi stripping dapat diketahui dari hasil penelitian ini.

I.2 Perumusan Masalah

1. Bagaimana pembuatan model matematis untuk proses *stripping* gas CO₂ dari larutan MDEA berpromotor dalam kolom berpacking?
2. Bagaimana validasi model matematis untuk proses *stripping* gas CO₂ dari larutan MDEA berpromotor dalam kolom berpacking?
3. Bagaimana pengaruh variabel seperti suhu larutan masuk *stripper* dan *flowrate* pelarut terhadap laju *stripping*, CO₂ *loading* dan efisiensi *stripping* gas CO₂ dari larutan MDEA berpromotor dalam kolom berpacking?

I.3 Batasan Masalah

Penelitian ini dilakukan secara simulasi menggunakan *packed column stripper* dengan *feed* berupa *rich solvent* larutan MDEA berpromotor yang kaya gas CO₂ dari hasil sintesis.

I.4 Tujuan Penelitian

Tujuan dalam penelitian ini adalah :

1. Membuat model matematis untuk proses *stripping* gas CO₂ dari larutan MDEA berpromotor dalam kolom berpacking.
2. Melakukan validasi model matematis dengan membandingkan hasil prediksi dengan data eksperimen.

3. Melakukan simulasi model matematis dengan variabel yang telah ditentukan.
4. Mengkaji secara teoritis pengaruh suhu larutan masuk *stripper*, konsentrasi dan jenis promotor dan tekanan kolom terhadap persen *removal* CO₂.

I.5 Manfaat Penelitian

Adapun manfaat dari penelitian ini adalah :

1. Model matematis dapat digunakan untuk mengkaji secara teoritis dengan cara simulasi suhu pelarut masuk *stripping*, konsentrasi dan jenis promotor untuk proses *stripping* gas CO₂ dari larutan MDEA berpromotor dalam kolom berpacking.
2. Keberhasilan penelitian ini bermanfaat dalam upaya penghematan waktu, energi serta biaya untuk proses perancangan *stripping* gas CO₂ dari larutan MDEA berpromotor dalam kolom berpacking.

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

II.1 Karbon Dioksida (CO₂)

Karbon dioksida adalah senyawa kimia yang terbentuk dari dua atom oksigen dan satu atom karbon. Karbon dioksida tidak berwarna, dan pada konsentrasi rendah tidak berbau. Karbon dioksida bersifat asam ketika bereaksi dengan air dengan reaksi :



Terbentuknya H₂CO₃ dapat memicu korosi pada peralatan pabrik, seperti di pendingin, perpipaan dan injektor turbin. Karbon dioksida berubah fasa menjadi padat pada suhu -78.51°C atau -109.3°F pada tekanan atmosfer. Densitas CO₂ pada keadaan standar ialah 1.98 kg/m³.

Tabel II.1 Sifat Fisika Karbondioksida (CO₂)

Sifat	Nilai
Titik didih	-57,5 °C
Titik beku normal	-78,4 °C
Temperatur kritis	38 °C
Tekanan kritis	0,6 kg/cm ² g
Panas peleburan	1900 kal/mol
Panas penguapan	6030 kal/mol

(Sumber: Perry, 2008)

Karbon dioksida juga bersifat toksik pada konsentrasi yang tinggi. Efek yang ditimbulkan oleh CO₂ ialah sebagai berikut :

- a. Konsentrasi 1% CO₂ dapat menyebabkan terpaparnya CO₂ dalam paru-paru.
- b. Konsentrasi 2% CO₂ menyebabkan tekanan darah naik, detak jantung tidak teratur, dan mengurangi efektivitas pendengaran.
- c. Konsentrasi 5% CO₂ menyebabkan gangguan pernafasan, pusing, sakit kepala, efek panik, sulit untuk bernafas.

- d. Konsentrasi 8% CO_2 dapat menyebabkan sakit kepala berat, tremor, hilang kesadaran, penglihatan kabur dan berkeringat.

(Yildirim dkk, 2012)

Beberapa kerugian yang ditimbulkan CO_2 antara lain :

- a. Bersifat asam jika ada kandungan air, membentuk H_2CO_3 yang dapat memicu korosi pada peralatan pabrik, seperti di pendingin, perpipaan dan injektor turbin.
- b. Pada suhu rendah dapat menyebabkan terbentuk *icing* (pembekuan), sehingga menyumbat perpipaan dan merusak *main heat exchanger*.
- c. CO_2 memiliki nilai panas (*heating value*) yang rendah, sehingga menurunkan nilai kalor pembakaran gas alam.
- d. Mengganggu proses pengolahan gas alam menjadi *Liquidified Natural Gas* (LNG).

(Dortmunt dkk, 1999)

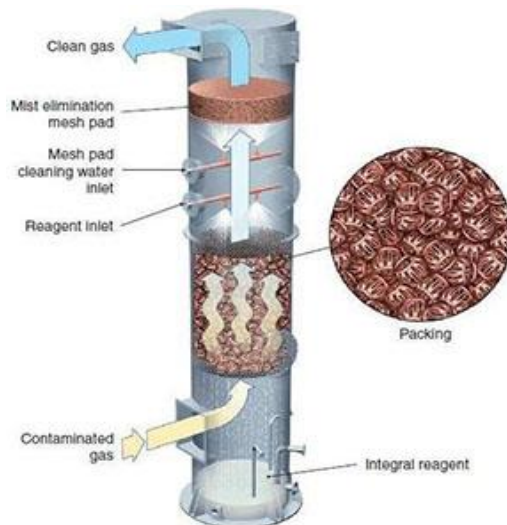
Sehingga dari penjelasan diatas, dapat diambil kesimpulan bahwa CO_2 harus dipisahkan karena dapat menimbulkan berbagai kerugian.

II.2 Proses Sistem Absorpsi-Stripping

II.2.1 Proses Absorpsi

Pemisahan gas dengan absorpsi lebih disukai dalam industri pengolahan gas dibandingkan teknologi lain karena efektivitas yang tinggi, kualitas produk yang baik. Teknologi absorpsi prinsipnya ialah mengabsorpsi gas dalam larutan. Kelarutan gas dalam absorbent yang tinggi dibandingkan hidrokarbon akan menghasilkan produk gas alam keluaran yang bersih dari CO_2 . Absorpsi gas dalam absorbent terjadi didalam kontaktor kolom.

Kontaktor kolom berbentuk seperti kolom tinggi yang didalamnya berisi media pengontak seperti *tray* atau *packing*. Kolom absorber berjenis *packing*, memiliki isian *packing* untuk memperluas kontak. *Sour gas* akan masuk dari bagian bawah kolom absorber dan pelarut dimasukkan dari atas, sehingga terjadi kontak secara *counter current* dan gas akan larut dalam absorbent.



Gambar II.1 Kolom absorpsi konvensional dengan *packing*

II.2.2 Proses *Stripping*

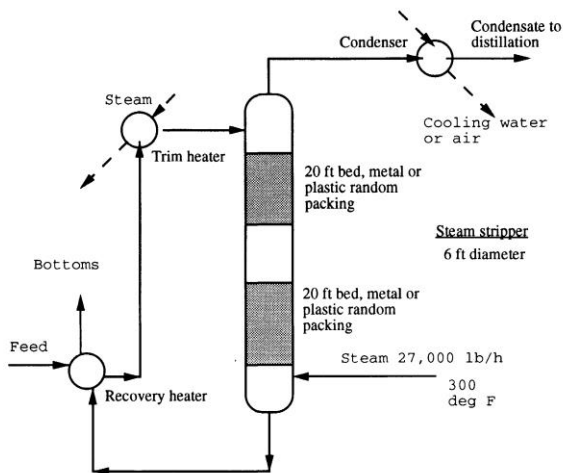
Proses ini bertujuan untuk memisahkan gas dari pelarutnya atau disebut proses regenerasi pelarut. Gas yang telah terpisah akan diteruskan ke unit pengolahan gas sedangkan pelarut yang telah teregenerasi akan di-*recycle* untuk digunakan kembali pada proses absorpsi. Pada proses ini pemisahan terjadi karena pemanasan. Oleh karena itu kolom *stripper* biasanya dilengkapi *reboiler*.

II.2.2.1 *Steam Stripping*

Aliran larutan campuran dipanaskan dan dikontakkan dengan *steam* di dalam *packed* atau *trayed tower*. Kombinasi efek *steam* dan panas atau suhu menyebabkan material organik berpindah dari fase *liquid* ke fase gas. Material ini kemudian dibawa keluar oleh gas. Sebagai hasilnya, larutan campuran memiliki kandungan material organik lebih sedikit sedangkan gas menjadi kaya akan material organik.

Steam diinjeksikan lewat bagian bawah *tower* untuk menyediakan panas dan aliran *vapor*. Larutan bersih keluar melewati bagian bawah *tower*. Larutan campuran dimasukkan lewat bagian atas *tower* dan *steam* yang memiliki kandungan material organik keluar lewat bagian atas *tower*. Hasil yang didapatkan dalam *steam stripper* dan kondensor adalah larutan campuran dan *steam* diinjeksikan ke dalam *tower* dan larutan bersih didapatkan.

Persyaratan *steam* untuk proses *stripping* bervariasi bergantung tekanan operasi, tipe organik, dan derajat organik *removal/recovery*. Untuk campuran komponen yang mudah larut dan sulit larut dalam air, sistem *stripping* hampir sama dengan sistem destilasi. *Steam stripping* juga dapat digunakan untuk menghilangkan komponen yang memiliki volatilitas rendah ketika komponen memiliki kelarutan yang rendah dalam air. Semua komponen itu dapat dihilangkan dari air dengan *steam stripping*, meskipun mempunyai volatilitas yang lebih rendah daripada air. Teknik ini telah digunakan selama bertahun-tahun khususnya dalam industri *petroleum*.



Gambar II.2. *Steam Stripper* sederhana

II.2.2.2 Stripper dengan Reboiler

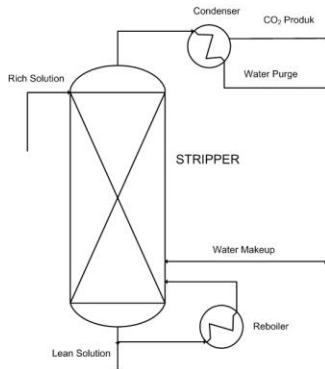
Pemanasan kembali pada *bottom solar stripper* bertujuan agar terjadi penguapan. Uap dalam *reboiler* mempunyai *specific gravity* (SG) yang lebih rendah dari pada SG cairan di dasar *stripper*, cairan di dasar *stripper* akan mendorong uap kembali ke *stripper* dan seterusnya menguap kembali ke kolom fraksinasi. *Stripper* dengan *reboiler* ada 2 macam:

II.2.2.2.1 Stripper dengan Dapur Reboiler

Reboiler jenis ini banyak digunakan. Bentuknya seperti dapur yang berfungsi untuk memanaskan fluida cair dari dasar *stripper* yang masih banyak mengandung fraksi-fraksi ringan yang tidak dikehendaki. Dengan bantuan pompa cairan dilewatkan melalui dapur dan dipanaskan sampai suhu tertentu, sehingga fraksi ringan yang tidak dikehendaki didalam produk akan teruapkan melalui puncak *stripper*. Dengan menguapkan fraksi ringan maka produk dari dasar *stripper flash pointnya* akan naik.

II.2.2.2.2 Stripper dengan Thermosiphon Reboiler

Reboiler jenis ini berbentuk seperti alat penukar panas yang terdiri dari *shell and tube* dan banyak digunakan pada unit yang mempunyai produk dengan temperatur yang masih tinggi sehingga panasnya dimanfaatkan sebagai *reboiler stripper*. Prinsip kerja *reboiler* ini bekerja atas dasar perbedaan *specific gravity* yaitu dengan adanya pemanasan dari media pemanas cairan yang ada pada dasar *stripper*. Cairan yang lebih panas mempunyai *specific gravity* lebih kecil, sehingga cairan pada dasar *stripper* mendesak cairan yang berbeda pada alat penukar panas kembali ke *stripper*, sehingga terjadi aliran pada alat penukar panas tersebut. Dengan adanya aliran tersebut, fraksi ringan yang masih terkandung didasar *stripper* akan naik dan menguap melalui puncak *stripper*. Dengan demikian produk yang diambil dari dasar *stripper* diharapkan sudah sesuai dengan spesifikasinya.



Gambar II.3. *Stripper dengan Reboiler*

(Jaeger, 1997)

II.3 Pendekatan pada Pemodelan

Terdapat dua macam pendekatan utama untuk memodelkan *stripper* yaitu *equilibrium modeling* dan *rate-based (non-equilibrium) modeling* (Oyenekan dan Rochelle, 2008).

II.3.1 Pendekatan *Equilibrium Modeling*

Pada pendekatan ini, kolom *stripping* dibagi menjadi beberapa segmen yang diasumsikan fase *liquid* dan fase *vapor* dalam komposisi yang sama. *Reboiler* diasumsikan sebagai sebuah segmen *equilibrium*. Efisiensi Murphree ditetapkan terhadap CO_2 , air dan suhu untuk menghitung perubahan dari *equilibrium*. Pendekatan ini berguna untuk melakukan evaluasi konsep proses secara cepat namun tidak memungkinkan untuk memprediksi efisiensi Murphree secara kuantitatif dan tinggi *packing*.

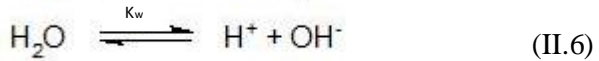
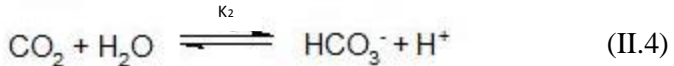
II.3.2 Pendekatan *Rate-based (non-equilibrium) Modeling*

Pada pendekatan ini, laju desorpsi terbatas. Selain persamaan konvensional MESH, perpindahan massa dan panas dapat diselesaikan. Karena persamaan-persamaan tersebut membutuhkan data sifat fisik, parameter laju reaksi dan data spesifik kontaktor pendekatan ini cocok untuk menggambarkan proses *real*.

Pada penelitian ini digunakan pendekatan *rate-based modeling* karena memberikan gambaran tentang mekanisme dasar dari perpindahan massa dan membantu memprediksi kondisi operasi pada kolom dengan diameter tetap maupun desain kolom dengan perubahan diameter pada persen *flooding* konstan.

II.4 Data Kinetika Reaksi

Mekanisme reaksi pada CO₂ dan larutan MDEA (R₃N) adalah sebagai berikut:



Konstanta kesetimbangan dari reaksi-reaksi diatas didapat dari beberapa literatur sebagai berikut:

$$K_{\text{MDEA}} = 2,564 \times 10^9 \exp\left(\frac{-5922}{T}\right) \quad (\text{Benamor, 2016})(\text{II.7})$$

$$K_1 = e^{(-9,4165 - \frac{4234,98}{T})} \quad (\text{Xu Z; Yanhua Y, 2003})(\text{II.8})$$

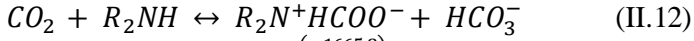
$$K_2 = 10^{(-\frac{3404,7}{T} + 14,843 - 0,03279 T)} \quad (\text{Feyi, 2009})(\text{II.9})$$

$$K_3 = 10^{(13,635 - \frac{2895}{T})} \quad (\text{Jinzhao L, 2011})(\text{II.10})$$

$$K_w = \left(e^{(39,555 - \frac{9,879 \times 10^4}{T} + \frac{5,6883 \times 10^7}{T^2} - \frac{1,4645 \times 10^{10}}{T^3} + \frac{1,3615 \times 10^{12}}{T^4})} \right)^{0,5} \quad (\text{Elhosane, 2016})(\text{II.11})$$

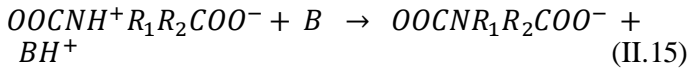
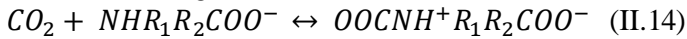
Mekanisme pada CO₂ dengan promotor DEA, Glisin dan PZ adalah sebagai berikut:

A. Reaksi CO₂ dengan *Diethanolamine*



$$k_{DEA} = 2,5715 \times 10^6 e^{\left(\frac{-1665,8}{T}\right)} \quad (\text{Elhosane, 2016}) \quad (II.13)$$

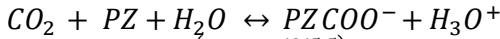
B. Reaksi CO₂ dengan Glisin



B = Glisin sebagai basa

$$k_{Glycine} = 5,3409 \times 10^{13} e^{\left(\frac{-3251,9}{T}\right)} \quad (\text{Elhosane, 2016}) \quad (II.16)$$

C. Reaksi CO₂ dengan *Piperazine*



$$k_{Piperazine} = e^{\left(11,53 + \frac{4345,5}{T}\right)} \quad (\text{Xu, Z., dkk, 2003}) \quad (II.17)$$

II.5 Data Kelarutan Komponen

Pada penelitian ini, data kelarutan gas dalam larutan amine (MDEA) diperoleh dari hukum *Henry*:

$$P_A^* = HeC_A^* \quad (II.18)$$

Dengan memperhatikan tahanan pada sisi *liquid* dan gas, maka untuk mendapatkan konsentrasi CO₂ pada *interface* bisa didapatkan dari persamaan berikut:

$$C_{CO_2}^i = \frac{k_{GYCO_2P} + k_{LE}C_{CO_2}^g}{k_{LE} + k_{GHe}} \quad (II.19)$$

Dengan nilai *Enhancement Factor* (E) dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$E = \left(D_{CO_2L} \times \left(\frac{k_{OH}COH^- + k_{prom}C_{prom}}{k_{LCO_2}^2} \right) \right)^{0,5} \quad (II.20)$$

Dimana nilai *He*, bisa didapatkan berdasarkan persamaan berikut:

$$\log \left(\frac{He(T)}{He^0(T)} \right) = \sum hl \quad (II.21)$$

Dengan data konstanta *Henry* pada air murni (He^o) pada temperatur (T) masing-masing gas bisa didapatkan dengan menggunakan persamaan berikut:

$$He^o(T_T) = 1 / \left(He^o(298\text{ K}) x e^{\left(\frac{-d \ln k_H}{d(1/T)} x \left(\frac{1}{T_T} - \frac{1}{298} \right) \right)} \right) \quad (\text{II.22})$$

Tabel II.2. Nilai Konstanta *Henry* Air Murni pada T=298 K Tiap Komponen

Komponen	He^o_{298K} (mol/m ³ .Pa)	-d ln kH/d(1/T) (K)
CO ₂	3.1 x 10 ⁻⁴	2900
CO	9.9 x 10 ⁻⁶	1300
H ₂	7.8 x 10 ⁻⁶	500
N ₂	6.1 x 10 ⁻⁶	1300
O ₂	1.3 x 10 ⁻⁶	1500

(Rolf Sander, 1999)

Sedangkan h adalah konstanta yang merupakan hasil penjumlahan harga h spesies ion positif dan ion negatif serta spesies gas.

$$h = h^+ + h_G + h^- \quad (\text{II.23})$$

Tabel II.3. Harga h Spesies

Spesies	h^+ (dm ³ /mol)	h^- (dm ³ /mol)
OH ⁻	-	0,0839
DEAH ⁺	0,047	-
MDEAH ⁺	0,041	-
CO ₃ ²⁻	-	0.1423
HCO ₃ ⁻	-	0,0967

(Hatcher, 2013)

untuk konstanta h_G yang bergantung pada temperatur (T), dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$h_G = h_G^o + hT x (T_T - 298,15) \quad (\text{II.24})$$

Tabel II.4. Nilai h_G dan h_T Tiap Komponen

Komponen	$h_{G,0}$ (cm ³ /mol)	h_T (cm ³ /mol.K)
CO ₂	-17.2	-0.338
H ₂	-21.8	-0.299
N ₂	-1	-0.605
O ₂	0	-0.334

(Weisenberger, 1996)

II.6 Data Perpindahan Massa dan Panas

Estimasi koefisien difusi didalam campuran gas oleh Taylor dan R. Krishna (1993), dapat menggunakan persamaan dari Fuller, dkk. (1966) yang telah direkomendasikan oleh Reid, dkk. (1987) dan Daubert, (1985) yakni sebagai berikut:

$$D_G = \frac{10^{-7} T_T^{1,75} \left(\frac{1}{BM_i} + \frac{1}{BM_j} \right)^{0,5}}{P x (V_i^{0,33} + V_j^{0,33})} \quad (II.25)$$

$$D_L = \frac{7,4 \times 10^{-8} T (\phi BM_i)^{0,5}}{\mu_L V_i^{0,6}} \quad (II.26)$$

Koefisien perpindahan massa sisi gas untuk *Packed Column* proses *stripping* diperoleh dari korelasi empiris Onda, dkk. (1982) :

$$k_G = \frac{A}{RT} NRe_G^{0,7} NSc_G^{\left(\frac{1}{3}\right)} (a_P D_P)^{-2} (a_P D_G) \quad (II.27)$$

Dengan nilai $A=2$ jika diameter *packing* kurang dari 0.015 m dan $A=5.23$ jika diameter lebih dari sama dengan 0.015 m.

Bilangan *Reynolds* fase gas (Re_G) sebagai berikut:

$$NRe_G = \frac{F_G}{\mu_G A_P} \quad (II.28)$$

Dan bilangan *Schmidt* fase gas adalah (Sc_G) sebagai berikut:

$$NSc_G = \frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \quad (II.29)$$

Koefisien perpindahan massa fasa cair diperoleh dari persamaan yang diberikan Taylor dan R. Krishna (1993):

$$k_L = 0,0051 NRe_L^{\left(\frac{2}{3}\right)} NSc_L^{(-0,5)} (a_P D_P)^{0,4} \left(\frac{\mu_L g}{\rho_L} \right)^{\left(\frac{1}{3}\right)} \quad (II.30)$$

Dimana bilangan *Schmidt* fasa cair (Sc_L) adalah:

$$NSc_L = \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \quad (II.31)$$

Dengan bilangan *Reynolds* fasa cair berdasarkan spesifik *area* (Re_L) adalah:

$$NRe_L = \frac{F_L}{\mu_L a_P} \quad (II.32)$$

Bilangan *Froude* fasa cair (Fr_L) adalah:

$$NFr_L = \frac{a_P F_L^2}{\rho_L^2 g} \quad (II.33)$$

Dan bilangan *Weber* fasa cair (We_L) adalah:

$$NWe_L = \frac{F_L^2}{\rho_L a_P \sigma_L} \quad (II.34)$$

Untuk menghitung *interfacial area* (a_i) berdasarkan *specific packing area* (a_p) adalah sebagai berikut:

$$\frac{a_i}{a_P} = \left(1 - e^{\left(-1.45 \left(\frac{\sigma_C}{\sigma} \right)^{0.75} NRe_L^{0.1} NFr_L^{-0.05} NWe_L^{0.2} \right)} \right) \quad (II.35)$$

Data koefisien perpindahan panas fase gas diperoleh dengan analogi Chilton dan Colburn J-Factor dan perpindahan panas fase cair diabaikan.

$$J_H = \frac{H_G}{C_{pG}} (NPr)^{\frac{2}{3}} = J_D = \frac{kc'}{v_{av}} (NSc)^{\frac{2}{3}} \quad (II.36)$$

II.7 Desorpsi Gas

Ketika suatu gas terdesorpsi, konsentrasi dari gas terlarut didalam *bulk liquid* lebih besar daripada di permukaan. Tekanan parsial gas yang akan berkesetimbangan dengan *bulk liquid* juga lebih besar dari dari tekanan parsial di permukaan dan dalam keadaan tertentu lebih besar dari tekanan total pada permukaan. Perbedaan tekanan total pada permukaan dan tekanan parsial pada kesetimbangan dengan *bulk* yang besar (derajat supersaturasi besar) menyebabkan terbentuknya gelembung di dalam *liquid* dan sejumlah gas akan lepas melalui difusi pada permukaan gelembung.

Persamaan laju desorpsi hampir sama dengan laju absorpsi, perbedaannya adalah P, tekanan parsial *bulk* dari gas CO₂

terlarut lebih kecil dari P_e , tekanan parsial gas CO_2 terlarut pada *equilibrium*. Persamaan laju desorpsi dapat ditulis sebagai berikut.

$$N_{\text{CO}_2} = \frac{k_{G,\text{CO}_2} k_{L,\text{EH}}}{k_{G,\text{CO}_2} + k_{L,\text{EH}}} (P_{\text{CO}_2}^e - P_{\text{CO}_2}^i) = K_{G,\text{CO}_2} (P_{\text{CO}_2}^e - P_{\text{CO}_2}^i) \quad (\text{II.37})$$

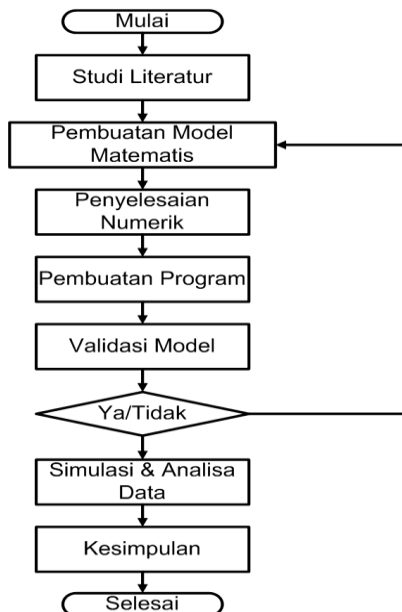
Dimana N_{CO_2} menyatakan nilai *flux* massa.

(Mahmoodi dan Darvishi, 2017).

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

III.1 Garis Besar Penelitian

Garis besar pelaksanaan penelitian ini akan dilakukan secara teoritis dengan mengembangkan model matematis proses *stripping* gas CO₂ dari larutan MDEA berpromotor. Promotor yang digunakan adalah PZ, DEA dan Glisin. Penelitian akan dilakukan di Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa, Teknik Kimia, ITS. Penelitian *stripping* gas CO₂ menggunakan variasi laju alir pelarut, suhu pelarut masuk *stripping* dan suhu *reboiler* bertujuan untuk mempelajari pengaruhnya terhadap laju perpindahan massa dan efisiensi pemisahan CO₂.



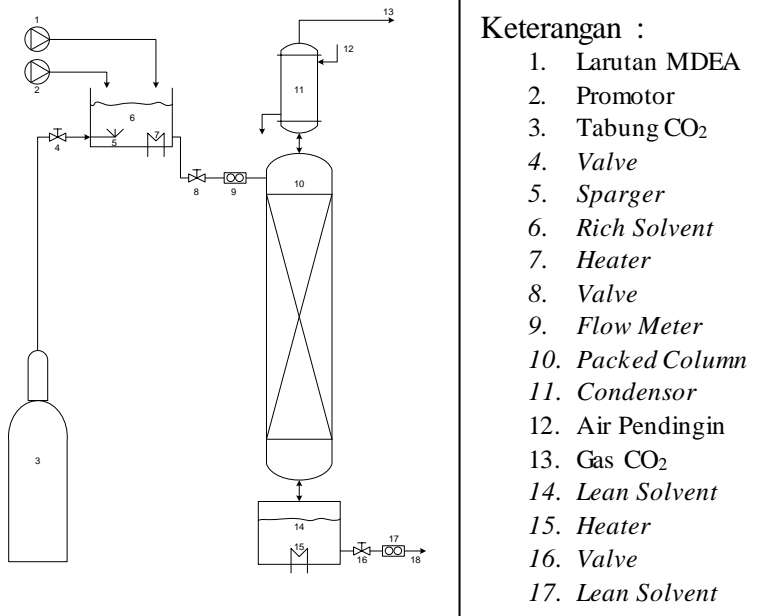
Gambar III.1. Diagram alir langkah penelitian.

Penelitian diawali dengan studi literatur tentang proses *stripping* gas CO₂ untuk kemudian disusun menjadi model

matematis yang akan diselesaikan secara numerik. Model matematis tersebut digunakan sebagai acuan pembuatan program dengan *software* MATLAB® R2015a 8.5 untuk menganalisa proses yang terjadi pada eksperimen. Program yang telah terbentuk kemudian divalidasi dengan data eksperimen. Apabila data pada program dan eksperimen telah sesuai, program tersebut dapat disimulasikan untuk kemudian dilakukan analisa data sesuai dengan variabel yang telah ditetapkan.

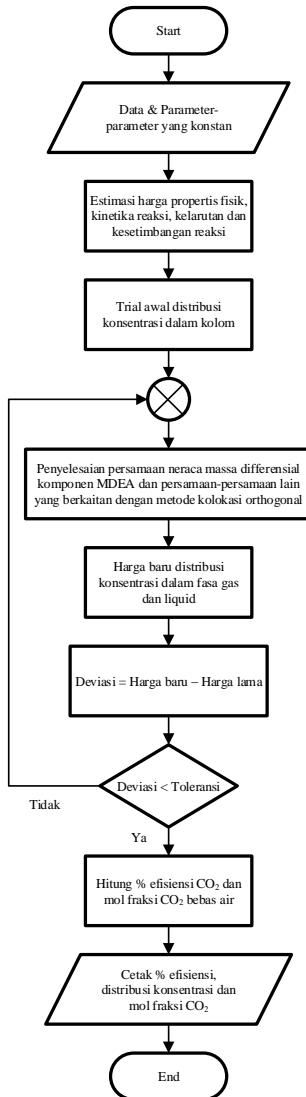
III.2 Sistem yang Ditinjau

Pada penelitian ini, sistem *stripping* dibuat sesuai dengan konsep yang digunakan pada eksperimen seperti pada Gambar III.2.



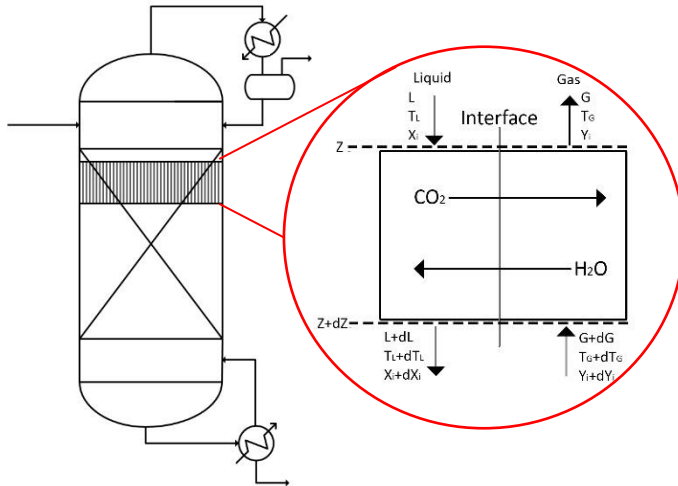
Gambar III.2. Rangkaian alat proses *stripping* gas CO₂

III.3 Algoritma Pemodelan Proses *Stripping*



Gambar III.3. Algoritma pemodelan proses *stripping*

III.4 Pengembangan Model Matematis Proses *Stripping* pada Kolom Berpacking



Gambar III.4. Skema model matematis *stripping* CO₂ pada kolom berpacking.

Pengembangan model matematis dilakukan dengan membuat neraca massa differensial dengan asumsi sebagai berikut:

1. Sistem *steady-state*.
2. Tidak ada kehilangan panas.
3. *Solvent* yang menguap diabaikan.
4. *Pressure* sepanjang kolom dianggap sama.
5. Reaksi terjadi pada fase *liquid*.
6. *Packing* menggunakan *Raschig Ring* 8mm.
7. Komponen yang ditransfer pada *interface* hanya CO₂ dan H₂O.
8. Sistem didalam kondensor dianggap ideal.

Neraca Mol Diferensial

Accumulation = Input – Output + Generation - Consumption

Fase gas :

- Distribusi konsentrasi mol gas

$$\begin{aligned}
in - out &= 0 \\
N_{H_2O} a_i \Delta Z + G - (G + \Delta G) - N_{CO_2} a_i \Delta Z &= 0 \\
N_{H_2O} a_i \Delta Z - \Delta G - N_{CO_2} a_i \Delta Z &= 0 \\
\Delta G &= N_{H_2O} a_i \Delta Z - N_{CO_2} a_i \Delta Z \\
\frac{\Delta G}{\Delta Z} &= (N_{H_2O} - N_{CO_2}) a_i
\end{aligned} \tag{III.1}$$

1 Distribusi konsentrasi CO₂

$$\begin{aligned}
in - out &= 0 \\
(G + \Delta G)(Y_{CO_2} + \Delta Y_{CO_2}) + N_{CO_2} a_i \Delta Z - G Y_{CO_2} &= 0 \\
G Y_{CO_2} + G \Delta Y_{CO_2} + \Delta G Y_{CO_2} + \Delta G \Delta Y_{CO_2} + N_{CO_2} a_i \Delta Z \\
&\quad - G Y_{CO_2} = 0 \\
\frac{G \Delta Y_{CO_2}}{\Delta Z} + \frac{\Delta G Y_{CO_2}}{\Delta Z} + 0 + N_{CO_2} a_i &= 0 \\
\frac{G \Delta Y_{CO_2}}{\Delta Z} + (N_{H_2O} a_i - N_{CO_2} a_i) Y_{CO_2} + N_{CO_2} a_i &= 0 \\
\frac{G \Delta Y_{CO_2}}{\Delta Z} = -N_{H_2O} a_i Y_{CO_2} + N_{CO_2} a_i Y_{CO_2} - N_{CO_2} a_i \\
\frac{\Delta Y_{CO_2}}{\Delta Z} = \frac{-N_{H_2O} a_i Y_{CO_2} + N_{CO_2} a_i (Y_{CO_2} - 1)}{G}
\end{aligned} \tag{III.2}$$

2 Distribusi konsentrasi H₂O

$$\begin{aligned}
in - out &= 0 \\
(G + \Delta G)(Y_{H_2O} + \Delta Y_{H_2O}) - N_{H_2O} a_i \Delta Z - G Y_{H_2O} &= 0 \\
G Y_{H_2O} + G \Delta Y_{H_2O} + \Delta G Y_{H_2O} + \Delta G \Delta Y_{H_2O} - N_{H_2O} a_i \Delta Z \\
&\quad - G Y_{H_2O} = 0 \\
\frac{G \Delta Y_{H_2O}}{\Delta Z} + \frac{\Delta G Y_{H_2O}}{\Delta Z} + 0 - N_{H_2O} a_i &= 0 \\
\frac{G \Delta Y_{H_2O}}{\Delta Z} + (N_{H_2O} a_i - N_{CO_2} a_i) Y_{H_2O} - N_{H_2O} a_i &= 0 \\
\frac{G \Delta Y_{H_2O}}{\Delta Z} = -N_{H_2O} a_i Y_{H_2O} + N_{CO_2} a_i Y_{H_2O} + N_{H_2O} a_i \\
\frac{\Delta Y_{H_2O}}{\Delta Z} = \frac{N_{H_2O} a_i (1 - Y_{H_2O}) + N_{CO_2} a_i Y_{H_2O}}{G}
\end{aligned} \tag{III.3}$$

Fase *liquid* :

- Distribusi konsentrasi mol *liquid*

$$in - out = 0$$

$$L + N_{H_2O} a_i \Delta Z - N_{CO_2} a_i \Delta Z - (L + \Delta L) = 0$$

$$N_{H_2O} a_i \Delta Z - N_{CO_2} a_i \Delta Z - \Delta L = 0$$

$$\Delta L = N_{H_2O} a_i \Delta Z - N_{CO_2} a_i \Delta Z$$

$$\frac{\Delta L}{\Delta Z} = (N_{H_2O} - N_{CO_2}) a_i \quad (III.4)$$

- 3 Distribusi konsentrasi MDEA

$$in - out = 0$$

$$LX_{MDEA} + N_{CO_2} a_i \Delta Z - (L + \Delta L)(X_{MDEA} + \Delta X_{MDEA}) = 0$$

$$LX_{MDEA} + N_{CO_2} a_i \Delta Z - LX_{MDEA} - L\Delta X_{MDEA} - \Delta LX_{MDEA} - \Delta L\Delta X_{MDEA} = 0$$

$$N_{CO_2} a_i \Delta Z - L\Delta X_{MDEA} - \Delta LX_{MDEA} - 0 = 0$$

$$N_{CO_2} a_i - \frac{L\Delta X_{MDEA}}{\Delta Z} - \frac{\Delta LX_{MDEA}}{\Delta Z} = 0$$

$$N_{CO_2} a_i - \frac{L\Delta X_{MDEA}}{\Delta Z} - (N_{H_2O} a_i - N_{CO_2} a_i)X_{MDEA} = 0$$

$$\frac{L\Delta X_{MDEA}}{\Delta Z} = N_{CO_2} a_i + N_{CO_2} a_i X_{MDEA} - N_{H_2O} a_i X_{MDEA}$$

$$\frac{\Delta X_{MDEA}}{\Delta Z} = \frac{N_{CO_2} a_i (1 + X_{MDEA}) - N_{H_2O} a_i X_{MDEA}}{L} \quad (III.5)$$

- 4 Distribusi konsentrasi MDEAH⁺

$$in - out = 0$$

$$LX_{MDEAH^+} - N_{CO_2} a_i \Delta Z - (L + \Delta L)(X_{MDEAH^+} + \Delta X_{MDEAH^+}) = 0$$

$$LX_{MDEAH^+} - N_{CO_2} a_i \Delta Z - LX_{MDEAH^+} - L\Delta X_{MDEAH^+} - \Delta LX_{MDEAH^+} - \Delta L\Delta X_{MDEAH^+} = 0$$

$$-N_{CO_2} a_i \Delta Z - L\Delta X_{MDEAH^+} - \Delta LX_{MDEAH^+} - 0 = 0$$

$$-N_{CO_2} a_i - \frac{L\Delta X_{MDEAH^+}}{\Delta Z} - \frac{\Delta LX_{MDEAH^+}}{\Delta Z} = 0$$

$$\begin{aligned}
& -N_{CO_2}a_i - \frac{L\Delta X_{MDEAH^+}}{\Delta Z} - (N_{H_2O}a_i - N_{CO_2}a_i)X_{MDEAH^+} \\
& \quad = 0 \\
& \frac{L\Delta X_{MDEAH^+}}{\Delta Z} = -N_{CO_2}a_i + N_{CO_2}a_iX_{MDEAH^+} \\
& \quad - N_{H_2O}a_iX_{MDEAH^+} \\
& \frac{\Delta X_{MDEAH^+}}{\Delta Z} = \frac{-N_{CO_2}a_i(1+X_{MDEAH^+}) - N_{H_2O}a_iX_{MDEAH^+}}{L} \quad (III.6)
\end{aligned}$$

5 Distribusi konsentrasi HCO_3^-

$$\begin{aligned}
& in - out = 0 \\
& LX_{HCO_3^-} - N_{CO_2}a_i\Delta Z - (L + \Delta L)(X_{HCO_3^-} + \Delta X_{HCO_3^-}) = 0 \\
& LX_{HCO_3^-} - N_{CO_2}a_i\Delta Z - LX_{HCO_3^-} - L\Delta X_{HCO_3^-} - \Delta LX_{HCO_3^-} \\
& \quad - \Delta L\Delta X_{HCO_3^-} = 0 \\
& -N_{CO_2}a_i\Delta Z - L\Delta X_{HCO_3^-} - \Delta LX_{HCO_3^-} - 0 = 0 \\
& -N_{CO_2}a_i - \frac{L\Delta X_{HCO_3^-}}{\Delta Z} - \frac{\Delta LX_{HCO_3^-}}{\Delta Z} = 0 \\
& -N_{CO_2}a_i - \frac{L\Delta X_{HCO_3^-}}{\Delta Z} - (N_{H_2O}a_i - N_{CO_2}a_i)X_{HCO_3^-} = 0 \\
& \frac{L\Delta X_{HCO_3^-}}{\Delta Z} = -N_{CO_2}a_i + N_{CO_2}a_iX_{HCO_3^-} - N_{H_2O}a_iX_{HCO_3^-} \\
& \frac{\Delta X_{HCO_3^-}}{\Delta Z} = \frac{-N_{CO_2}a_i(1+X_{HCO_3^-}) - N_{H_2O}a_iX_{HCO_3^-}}{L} \quad (III.7)
\end{aligned}$$

6 Distribusi konsentrasi H_2O

$$\begin{aligned}
& in - out = 0 \\
& LX_{H_2O} + N_{H_2O}a_i\Delta Z - (L + \Delta L)(X_{H_2O} + \Delta X_{H_2O}) = 0 \\
& LX_{H_2O} + N_{H_2O}a_i\Delta Z - LX_{H_2O} - L\Delta X_{H_2O} - \Delta LX_{H_2O} \\
& \quad - \Delta L\Delta X_{H_2O} = 0 \\
& N_{H_2O}a_i\Delta Z - L\Delta X_{H_2O} - \Delta LX_{H_2O} - 0 = 0 \\
& N_{H_2O}a_i - \frac{L\Delta X_{H_2O}}{\Delta Z} - \frac{\Delta LX_{H_2O}}{\Delta Z} = 0 \\
& N_{H_2O}a_i - \frac{L\Delta X_{H_2O}}{\Delta Z} - (N_{H_2O}a_i - N_{CO_2}a_i)X_{H_2O} = 0
\end{aligned}$$

$$\frac{L\Delta X_{H_2O}}{\Delta Z} = N_{H_2O}a_i - N_{H_2O}a_iX_{H_2O} + N_{CO_2}a_iX_{H_2O}$$

$$\frac{\Delta X_{H_2O}}{\Delta Z} = \frac{N_{H_2O}a_i(1-X_{H_2O}) + N_{CO_2}a_iX_{H_2O}}{L} \quad (III.8)$$

- Distribusi suhu gas

$$\frac{\Delta T_G}{\Delta Z} = \frac{a_i(-N_{H_2O} + N_{CO_2})T_G}{G} - \frac{a_i(N_{CO_2}Cp_{CO_2}T_L - N_{H_2O}Cp_{H_2O}T_G)}{G Cp_G} + \frac{H_G a_i(T_G - T_L)}{G Cp_G} \quad (III.9)$$

- Distribusi suhu *liquid*

$$\frac{\Delta T_L}{\Delta Z} = \frac{-a_i(-N_{H_2O} + N_{CO_2})T_L}{L} - \frac{a_i(N_{CO_2}Cp_{CO_2}T_L - N_{H_2O}Cp_{H_2O}T_G)}{L Cp_L} + \frac{H_G a_i(T_G - T_L)}{L Cp_L} - \frac{a_i(N_{CO_2}\Delta H_{R,CO_2} - N_{H_2O}\Delta H_{V,H_2O})}{L Cp_L} \quad (III.10)$$

(Mahmoodi, 2017)

Nilai *rate of stripping* dinyatakan dengan *mass flux* CO₂ dan H₂O :

$$N_{H_2O} = k_{G,H_2O}(P_{H_2O} - P_{H_2O,i}) \quad (III.11)$$

$$N_{CO_2} = \frac{k_{G,CO_2}k_{LEH}}{k_{G,CO_2} + k_{LEH}}(P_{CO_2}^e - P_{CO_2,i}) = K_{G,CO_2}(P_{CO_2}^e - P_{CO_2,i}) \quad (III.12)$$

(Mahmoodi, 2017)

III.5 Sistem Reboiler

Model matematis yang telah ditetapkan kemudian akan diintegrasikan dengan *reboiler* dibagian bawah kolom, yang mana *reboiler* berfungsi untuk memanaskan *liquid* yang masuk sehingga H₂O didalam *liquid* akan berubah fase menjadi gas. *Steam* hasil dari *reboiler* akan dialirkan kembali masuk kedalam kolom untuk melakukan desorpsi CO₂ dibadan *liquid* dengan asumsi tidak ada CO₂ yang teruapkan didalam *reboiler*. *Steam* yang dihasilkan oleh

reboiler akan menjadi nilai iterasi mol komponen masuk kedalam kolom.

Neraca Energi Sistem *reboiler* asumsi *steady state*,

$$in = out$$

$$Q + W_s = \Delta H + \Delta K + \Delta P$$

Karena tidak adanya kerja, energi kinetik dan energi potensial, maka :

$$Q_t = \Delta H_t$$

$$Q_t = \Delta H_{H_2O} + \Delta H_{MDEA} + \Delta H_{MDEAH^+} + \Delta H_{HCO_3^-}$$

Dimana tidak ada komponen yang teruapkan selain H₂O dan panas *sensible* dari masing-masing komponen memiliki nilai yang kecil maka diabaikan,

$$Q_t = m_{H_2O} \lambda \quad (III.13)$$

$$m_{H_2O} = \frac{Q_t}{\lambda} \quad (III.14)$$

III.6 Sistem Kondenser

Gas keluar dari kolom akan dikondensasikan dan H₂O yang terkondensasi akan dikembalikan masuk kedalam kolom melalui aliran *liquid*. Dimana fraksi H₂O dihitung dengan menggunakan hukum Raoult.

$$y_i P = x_i P_i^{sat} \quad (III.15)$$

Karena sistem biner dan dengan asumsi tidak ada gas CO₂ ikut terkondensasi & terlarut sehingga aliran *recycle* yang masuk hanya H₂O murni maka,

$$y_i = \frac{P_i^{sat}}{P} \quad (III.16)$$

$$\log P_i^{sat} = A - \frac{B}{T+C} \quad (III.17)$$

(Smith, 2000)

III.7 Penyelesaian Numerik

Dengan persamaan diferensial simultan yang telah dibuat, diselesaikan secara numerik menggunakan bantuan perangkat lunak MATLAB® dengan mempertimbangkan parameter kondisi batas yang telah diajukan. Penyelesaian numerik yang digunakan

pada penelitian ini adalah dengan menggunakan metode *Ordinary Differential Equation* (ODE 45) didalam MATLAB® dengan basis dasar metode Runge Kutta orde tinggi. Melakukan *trial* gas keluar kolom adalah langkah penting dalam simulasi untuk membantu menyelesaikan persamaan simultan tersebut. Dengan menggunakan metode ini, komposisi gas keluaran kolom diiterasi hingga komposisi gas masuk memenuhi kondisi yang telah ditetapkan dan konvergensi dapat dicapai. Yang pada akhirnya diikuti oleh variabel lain seperti suhu, energi *reboiler* dan sistem kondensor. Dengan nilai toleransi konvergensi digunakan $<10^{-4}$.

Persamaan-persamaan tersebut setelah diselesaikan akan menghasilkan sebuah matriks yang kemudian diolah datanya untuk mengetahui nilai % *removal* CO₂ dengan sebagai berikut:

$$\% \text{ removal } CO_2 = \frac{Y_{CO_2,in} - Y_{CO_2,out}}{Y_{CO_2,in}} \quad (III.18)$$

III.8 Pembuatan Model

Model matematis dan *Graphical User Interface* dari persamaan-persamaan yang simultan yang telah disebutkan dibuat menggunakan *software* MATLAB® R2015a 8.5.

III.9 Validasi Data

Validasi data dilakukan dengan cara membandingkan data hasil prediksi pemodelan dengan data hasil dari eksperimen dengan variabel validasi sama seperti yang telah ditetapkan baik pada model dan eksperimen.

III.10 Simulasi Data

Dari model yang telah divalidasi kemudian digunakan untuk melakukan simulasi variabel yang telah ditetapkan dengan *range interval* dibuat sekecil mungkin.

Data kolom *stripper* yang digunakan:
 Tinggi kolom = 1500 mm
 Diameter kolom = 90 mm
 Panjang *Packing* = 10 mm
 Diameter *Packing* = 8 mm
 Jenis *Packing* = Raschig Ring

III.11 Variabel Penelitian

III.11.1 Kondisi yang Ditetapkan

1. Kolom yang digunakan merupakan jenis *packed column*.
2. Pelarut yang digunakan adalah MDEA 20% *volume*.
3. Laju alir gas CO₂ 40 L/menit.
4. Laju alir *rich solution* 0,6 L/menit.
5. Energi *reboiler* (Q) 750 kJ.
6. Komposisi gas 100% CO₂.

III.11.2 Variabel Input

1. Suhu pelarut masuk *stripping* = 353,15-363,15 (K)
2. Konsentrasi promotor = 1-5 (% *volume*)
3. Jenis promotor = *Diethanolamine* (DEA), *Glycine*, *Piperazine* (PZ)
4. Tekanan kolom = 1,5-2,5 (atm)

III.11.3 Variabel Respon

1. *Removal* CO₂.
2. Persebaran suhu *liquid* dan suhu gas dalam kolom.
3. Konsentrasi HCO₃⁻, MDEAH⁺ dan MDEA.

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB IV

HASIL DAN PEMBAHASAN

Pemodelan dan simulasi yang dilakukan pada penelitian ini bertujuan untuk mengkaji secara teoritis tentang faktor-faktor yang mempengaruhi *removal* CO₂ pada proses *stripping* gas CO₂ dari larutan *methyldiethanolamine* (MDEA) berpromotor dalam kolom berpacking. Berdasarkan hasil simulasi ini dapat diketahui pengaruh suhu larutan masuk *stripper*, tekanan kolom, konsentrasi dan jenis promotor serta konsentrasi pelarut terhadap performa kolom yang dinyatakan dalam persen *removal* CO₂. Penelitian ini dilakukan dengan membuat model simulasi *stripping* gas CO₂ dengan asumsi sistem *steady-state*. Sistem yang dipelajari adalah CO₂-H₂O-MDEA-promotor pada unit *stripper* dengan kolom berpacking di Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa.

Variabel yang digunakan pada penelitian ini antara lain suhu pelarut masuk *stripper*, tekanan kolom, konsentrasi dan jenis promotor serta konsentrasi pelarut. Semua data hasil simulasi divalidasi berdasarkan data eksperimen.

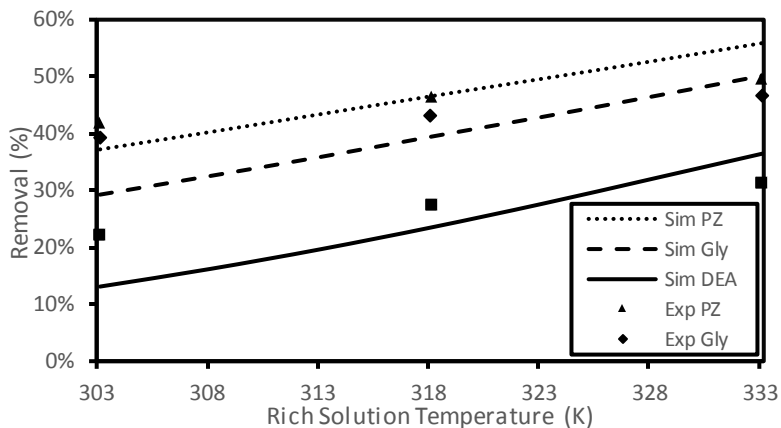
IV.1 Program Simulasi

Program simulasi *stripping* gas CO₂ ini telah dibuat menggunakan MATLAB® R2015a 8.5 dengan perumusan neraca massa diferensial yang melibatkan 4 parameter utama, yaitu: kinetika reaksi, kesetimbangan reaksi, data kelarutan gas, serta transfer massa. Sistem yang dibuat ini menggunakan beberapa asumsi, sebagai berikut:

- Sistem *steady-state*.
- Operasi adiabatik.
- *Solvent* yang menguap diabaikan.
- *Pressure* sepanjang kolom dianggap sama.
- Reaksi pada fase *liquid* dan komponen yang ditransfer pada *interface* hanya CO₂ dan H₂O.

IV.2 Validasi Model

Validasi model simulasi yang telah dibuat dengan menggunakan data eksperimen dari kolom *stripper* pada Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa dengan sistem yang sama. Perbandingan data hasil simulasi dengan data eksperimen dapat dilihat pada Gambar IV.1 setelah dilakukan *fitting parameter*. Validasi dilakukan dengan membandingkan *removal* tiap promotor dengan variabel *input* yang sama yaitu temperatur *rich solution*.



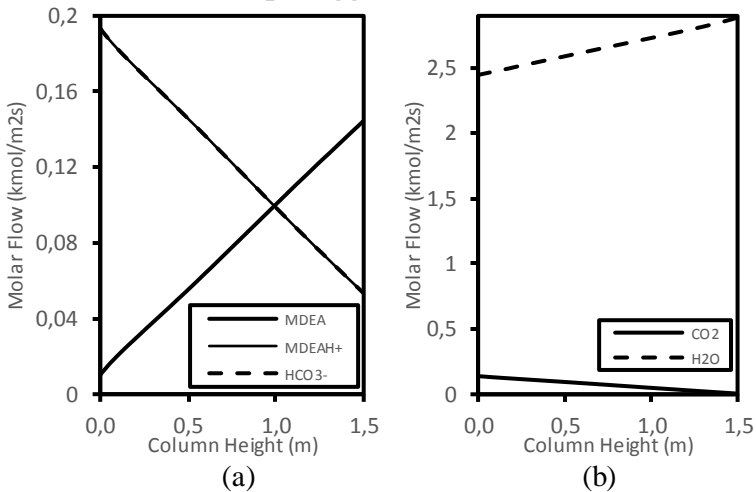
Gambar IV.1. Perbandingan data simulasi dengan data eksperimen pada tiap promotor berdasarkan temperatur *rich solution* terhadap *removal* CO_2 .

Gambar IV.1 menunjukkan perbandingan data simulasi yaitu garis dan data eksperimen berupa *marker solid*. Setiap promotor ditandai dengan *marker* yang berbeda-beda untuk PZ (\blacktriangle), *Glycine* (\blacklozenge) dan DEA (\blacksquare). Penentuan nilai *removal* CO_2 didasarkan pada kandungan gas CO_2 dalam *liquid* dan dihitung menggunakan persamaan III.16. Pada sistem dengan promotor DEA, *Glycine* dan PZ didapat *error* berturut-turut sebesar 24,44%, 13,96% dan 8,05%. Namun, penurunan *error* untuk tiap promotor seperti yang terlihat dapat disebabkan oleh penggunaan korelasi empiris untuk estimasi sifat termodinamika dan perpindahan serta

parameter yang terkait dengan perpindahan massa telah terbukti sesuai (Khan dkk; 2011).

Kurva simulasi dan eksperimen saling menyinggung pada temperatur *rich solution* untuk promotor DEA, *Glycine* dan PZ yaitu pada 325 K, 326 K dan 318 K. Kurva menunjukkan model matematis untuk sistem ini kurang sensitif pada suhu rendah tetapi terbukti ketelitiannya meningkat untuk operasi pada suhu lebih tinggi. Berdasarkan hasil dari perbandingan data simulasi dan data eksperimen, Gambar IV.1 menunjukkan bahwa model matematis telah sesuai dengan data eksperimen dan dapat digunakan untuk mengkaji secara teoritis pengaruh masing-masing variabel *input*.

IV.3 Distribusi Molar Flow HCO_3^- , MDEAH^+ , MDEA, H_2O dan CO_2 terhadap Tinggi Kolom



Gambar IV.2 (a) Distribusi molar *flow liquid* HCO_3^- , MDEAH^+ dan MDEA. (b) Distribusi molar *flow gas* H_2O dan CO_2 terhadap tinggi kolom, laju *rich solution* (20% MDEA 5% DEA) 0,6 L/menit, tekanan 2 atm dan T_L 363,15 K.

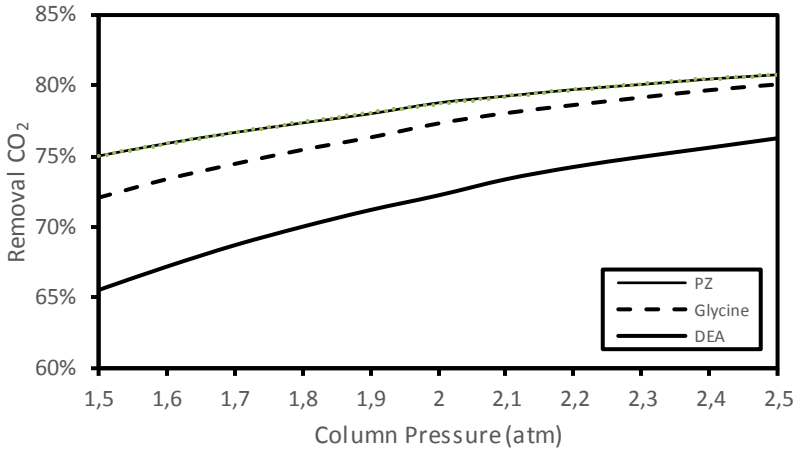
Berdasarkan Gambar IV.2 (a) terlihat distribusi molar *flow* dari HCO_3^- dalam fase gas, MDEAH^+ dan MDEA dalam fase *liquid* sepanjang kolom. Tinggi kolom 0 m menunjukkan bagian atas kolom, sedangkan pada tinggi kolom 1,5 m menunjukkan bagian bawah kolom. *Steam* yang digunakan sebagai pemanas akan bergerak keatas sepanjang kolom dan menyediakan panas yang dibutuhkan untuk reaksi desorpsi dalam *packed column*. *Rich solution* yang mengalir dari bagian atas kolom akan kontak dengan *steam* pada daerah *packing*. Hal ini menyebabkan CO_2 yang terkandung pada *rich solution* akan lepas dalam bentuk HCO_3^- sehingga konsentrasi HCO_3^- cenderung meningkat dari 0,0533 $\text{kmol/m}^2\text{s}$ hingga 0,1934 $\text{kmol/m}^2\text{s}$ seiring dengan kenaikan tinggi kolom. Seiring dengan fenomena tersebut, konsentrasi MDEAH^+ juga akan meningkat.



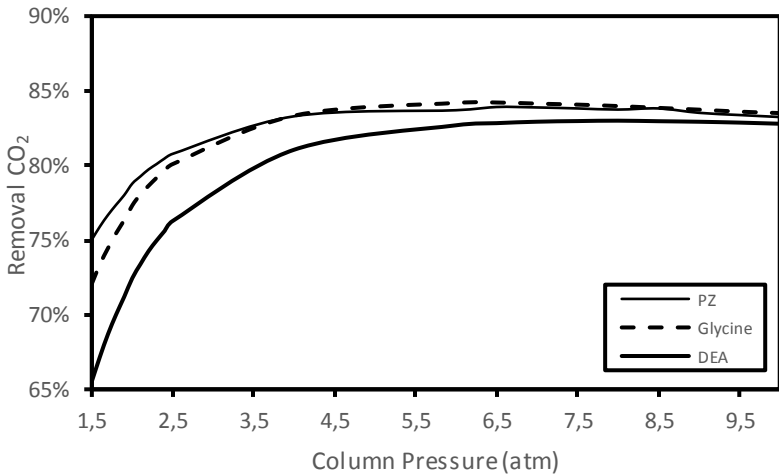
Berdasarkan reaksi desorpsi diatas, molar *flow* MDEA pada fase *liquid* akan menurun secara bertahap dari 0,1038 $\text{kmol/m}^2\text{s}$ menjadi 0,0102 $\text{kmol/m}^2\text{s}$ mulai dari bagian bawah menuju bagian atas kolom dan disebut *lean solution* (larutan dengan kandungan CO_2 rendah).

Gambar IV.2 (b) menunjukkan bahwa dengan berjalannya proses desorpsi, molar *flow* CO_2 semakin meningkat berkebalikan dengan H_2O yang semakin menurun dari bagian bawah menuju bagian atas kolom. Hal ini menunjukkan bahwa tinggi kolom berpengaruh terhadap proses desorpsi (Mahmoodi, 2017).

IV.4 Pengaruh Tekanan Kolom terhadap *Removal* CO₂



(a)



(b)

Gambar IV.3. Pengaruh tekanan kolom terhadap *removal* CO₂ pada tiap promotor (a) Tekanan 1,5-2,5 atm (b) Tekanan 1,5-10 atm, laju *rich solution* (20% MDEA 5% Promotor) 0,6 L/menit, dan T_L 363,15 K.

Removal CO₂ dipengaruhi oleh tekanan pada kolom. Gambar IV.3a menunjukkan bahwa peningkatan tekanan kolom akan meningkatkan nilai *removal* CO₂. Pada saat tekanan kolom berada dibawah nilai optimum pada 4,5 atm, kinetika reaksi merupakan faktor yang paling berpengaruh terhadap mekanisme transfer massa pada kolom *stripper*. Oleh karena itu ketika tekanan kolom meningkat, temperatur kolom juga akan meningkat dan menyebabkan peningkatan laju reaksi. Faktor-faktor tersebut yang akan meningkatkan *removal* CO₂ (Mahmoodi, 2017). Selain itu, peningkatan tekanan kolom menurunkan nilai difusivitas dari gas pada badan *liquid* sehingga akan meningkatkan proses *removal* CO₂ didalam *stripper* hingga tekanan tertentu (Saidi, 2017).

$$D_G = \frac{10^{-7} T_T^{1,75} \left(\frac{1}{BM_i} + \frac{1}{BM_j} \right)^{0,5}}{Px(V_i^{0,33} + V_j^{0,33})} \quad (\text{Geankoplis, 2001}) \quad (\text{IV.2})$$

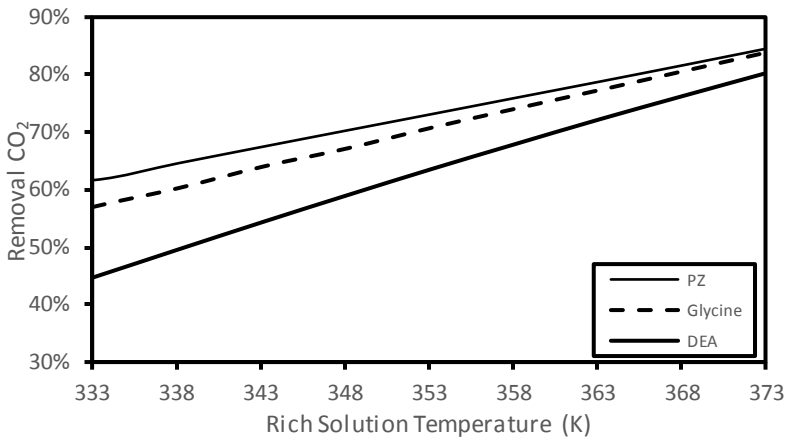
Tetapi apabila tekanan kolom melewati nilai optimumnya nilai *removal* CO₂ justru akan menurun secara bertahap seperti pada Gambar IV.3b. Ketika tekanan optimum kolom telah tercapai, peningkatan tekanan kolom menyebabkan menurunnya rasio dari tekanan parsial H₂O terhadap CO₂ yang berkesetimbangan dengan larutan MDEA. Dalam hal ini, meningkatnya tekanan parsial CO₂ akan menghasilkan nilai *driving force* yang lebih rendah.

$$N_{CO_2} = K_G(p_{CO_2}^* - p_{CO_2}) \quad (\text{IV.3})$$

dimana p_{CO_2} merupakan tekanan parsial CO₂ yang berkesetimbangan dengan suatu larutan (Babatunde & Gary, 2008).

Pada penelitian ini digunakan tekanan 2,5 atm didapat nilai *removal* CO₂ untuk promotor PZ, *Glycine* dan DEA berturut-turut adalah 80,78%, 80,09% dan 76,28%. Perbedaan nilai *removal* CO₂ ini menunjukkan bahwa PZ memiliki laju reaksi yang paling tinggi dibandingkan dengan *Glycine* dan DEA.

IV.5 Pengaruh Temperatur *Rich Solution* terhadap *Removal* CO₂



Gambar IV.4. Pengaruh temperatur *rich solution* terhadap *removal* CO₂ pada tiap promotor, laju *rich solution* (20% MDEA 5% Promotor) 0,6 L/menit dan tekanan 2 atm.

Pengaruh temperatur *rich solution* masuk pada tiap promotor terhadap *removal* CO₂ ditunjukkan oleh Gambar IV.4. Pada proses *stripping* CO₂ yang ideal dibutuhkan temperatur aliran *rich solution* masuk yang dekat dengan temperatur kolom. Penurunan temperatur *rich solution* menyebabkan berkurangnya kadar CO₂ yang terlepas pada bagian atas kolom sehingga nilai *removal* CO₂ juga berkurang (Mahmoodi, 2017).

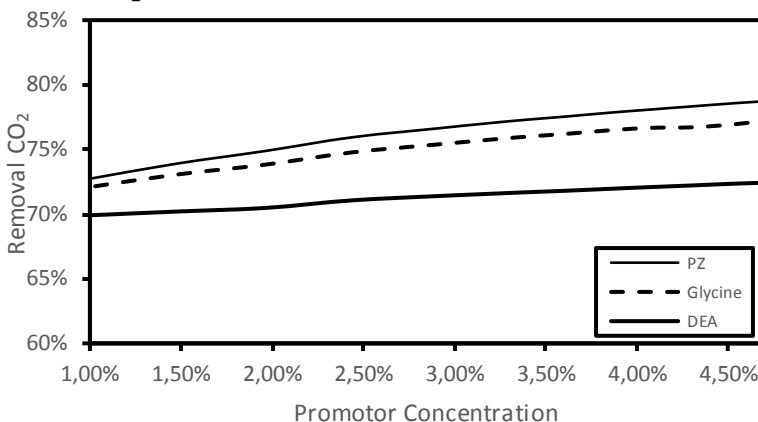
Peningkatan temperatur *rich solution* sebanding dengan peningkatan konstanta kesetimbangan reaksi dari reaksi MDEA dengan gas CO₂ sebagai fungsi temperatur. Bertambahnya kesetimbangan reaksi akan mengakibatkan nilai *removal* CO₂ juga bertambah (Benamor, 2016). Selain itu peningkatan nilai konstanta kesetimbangan reaksi mengakibatkan naiknya nilai faktor *enhancement* (E) dan nilai *flux* massa komponen gas pada sistem tersebut (Saidi, 2017). Berikut persamaan konstanta kesetimbangan reaksi MDEA:

$$K_{MDEA} = 2,564 \times 10^9 \exp\left(\frac{-5922}{T}\right) \quad (\text{Benamor, 2016}) \quad (\text{IV.4})$$

Proses *preheating* pada *rich solution* sebelum memasuki kolom dapat mengurangi jumlah panas yang ditambahkan ke kolom untuk menghasilkan proses separasi yang diinginkan. Hal ini menunjukkan bahwa dengan meningkatkan temperatur *rich solution*, efisiensi termal kolom juga akan meningkat secara signifikan.

Nilai *removal* CO₂ tertinggi saat temperatur *rich solution* 363,15 K yaitu pada larutan MDEA dengan penambahan promotor PZ sebesar 78,78% diikuti dengan promotor *Glycine* sebesar 77,32% dan promotor DEA sebesar 72,23%. Perbedaan ini disebabkan oleh nilai masing-masing konstanta laju reaksi promotor sebagai fungsi temperatur, dimana konstanta laju reaksi pada promotor PZ lebih tinggi dibandingkan dengan *Glycine* maupun DEA (Elhosane, 2016). Hal tersebut menguatkan bahwa variasi temperatur karena reaksi eksotermis alami dari proses *stripping* dan reaksi desorpsi sepanjang kolom tidak dapat diabaikan sebagaimana kelarutan gas dan sifat perpindahan merupakan fungsi temperatur (Khan dkk; 2011).

IV.6 Hubungan Fraksi Promotor DEA, *Glycine* dan PZ terhadap *Removal CO₂*

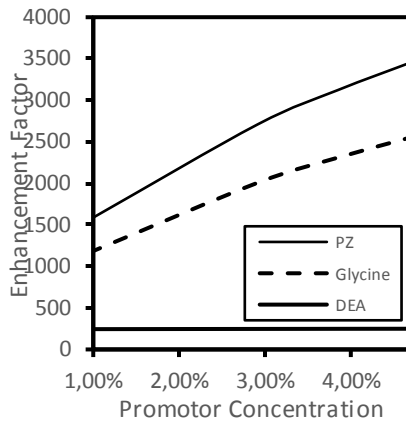


Gambar IV.5. Hubungan fraksi promotor DEA, *Glycine* dan PZ terhadap *removal CO₂*, laju *rich solution* (20% MDEA) 0,6 L/menit, tekanan 2 atm dan T_L 363,15 K.

Gambar IV.5 menunjukkan bahwa peningkatan konsentrasi promotor yang ditambahkan pada larutan MDEA dari 1% hingga 5% secara bertahap akan meningkatkan *removal CO₂* pula. Peningkatan konsentrasi promotor akan meningkatkan nilai Koefisien perpindahan massa fase gas sehingga *removal CO₂* akan naik (Saidi, 2017). Selain itu, peningkatan konsentrasi promotor juga meningkatkan selektivitas reaksi dan nilai resistensi perpindahan massa pada kolom (Falahat, 2011).

Selain itu, PZ dinyatakan sebagai promotor yang lebih efektif daripada *Glycine* dan DEA membandingkan nilai *enhancement factor* dari masing-masing promotor. Dari kurva dapat dilihat bahwa PZ memiliki *removal* yang jauh lebih tinggi pada tingkat *loading* yang rendah dan suhu operasi tinggi. Namun, untuk konsentrasi yang lebih tinggi tidak akan memberikan efek yang signifikan pada *removal CO₂* karena nilai *enhancement factor* tidak berubah secara signifikan (Bishnoi, 2000). Berikut persamaan *enhancement factor* untuk sistem ini:

$$E = \left(D_{CO_2L} \times \left(\frac{k_{OHCOH^-} + k_{prom} C_{prom}}{k_{LCO_2}^2} \right) \right)^{0,5} \quad (\text{Bishnoi, 2000}) \quad (IV.5)$$



Gambar IV.5.1 Hubungan fraksi promotor DEA, *Glycine* dan PZ terhadap *enhancement factor*, laju *rich solution* (20% MDEA) 0,6 L/menit, tekanan 2 atm dan T_L 363,15 K.

Gambar IV.5.1 menunjukkan bahwa nilai *enhancement factor* naik seiring dengan peningkatan konsentrasi promotor. Setiap promotor memiliki nilai *enhancement factor* yang berbeda-beda dimana PZ memiliki nilai tertinggi dibandingkan Glisin dan DEA.

Pada tekanan 2 atm dan konsentrasi promotor 5%, nilai *removal CO₂* untuk setiap jenis promotor yang berbeda yaitu PZ, *Glycine* dan DEA berturut-turut adalah 78,78%, 77,32% dan 72,23%. *Piperazine* memberikan pengaruh *removal CO₂* yang paling tinggi kemudian diikuti *Glycine*, sedangkan promotor DEA yang paling rendah. Perbedaan ini disebabkan oleh perbedaan laju reaksi setiap promotor. Hal ini menunjukkan bahwa *Piperazine* memiliki nilai koefisien laju reaksi yang lebih besar dibandingkan dengan *Glycine* dan DEA (Babatunde, 2008). Yang mana nilai koefisien laju reaksi dari PZ sebagai berikut:

$$k_{Piperazine} = e^{\left(11,53 + \frac{4345,5}{T}\right)} \quad (\text{Xu, Z dkk; 2003}) \quad (IV.6)$$

BAB V KESIMPULAN DAN SARAN

V.1 Kesimpulan

Berdasarkan model simulasi yang telah dibuat, didapatkan kesimpulan sebagai berikut :

1. Pada penelitian ini telah dibuat model matematis untuk proses *stripping* gas CO₂ dari larutan MDEA dengan promotor berupa *Piperazine* (PZ), *Glycine* dan *diethanolamine* (DEA) dalam kolom berpacking skala laboratorium yang dilengkapi kondenser dan *reboiler*.
2. Validasi pada model matematis untuk proses *stripping* gas CO₂ dari larutan MDEA dengan promotor berupa PZ, *Glycine* dan DEA dalam kolom berpacking telah dilakukan dari data *real* eksperimen dengan sistem yang sama dan diperoleh *error* sebesar 8,05%, 13,96% dan 24,44%. jika dibandingkan dengan data hasil eksperimen.
3. Model yang telah divalidasi kemudian disimulasikan menggunakan MATLAB® R2015a 8.5 sesuai dengan variabel *input* yang telah ditentukan.
4. Beberapa variabel operasi telah dikaji secara teoritis pengaruhnya terhadap kinerja kolom dan didapat hasil sebagai berikut:
 - Peningkatan temperatur *rich solution* masuk *stripper* dari 353,15 K hingga 378,15 K dapat meningkatkan nilai *removal* CO₂. Pada temperatur *rich solution* masuk *stripper* sebesar 378,15 K dengan promotor PZ didapatkan nilai *removal* CO₂ tertinggi yaitu 87,50%.
 - Peningkatan konsentrasi promotor akan meningkatkan nilai *enhancement factor* sehingga nilai *removal* CO₂ juga meningkat. Pada konsentrasi promotor 5%, PZ memiliki nilai *removal* CO₂ tertinggi sebesar 78,78% diikuti *Glycine* sebesar 77,32% dan DEA sebesar 72,23%.

- Nilai *removal* CO₂ akan meningkat apabila tekanan operasi kolom juga meningkat karena parameter yang dominan adalah kinetika reaksi. Saat tekanan melewati tekanan optimum 4,5 atm nilai *removal* CO₂ menurun karena meningkatnya tekanan parsial CO₂. Pada tekanan 2,5 atm PZ memiliki nilai *removal* CO₂ tertinggi sebesar 80,78% sedangkan *Glycine* sebesar 80,09% dan DEA sebesar 76,28%.
- Pada kondisi operasi yang sama (T=363,15 K dan P=2 atm), promotor PZ memiliki nilai *removal* CO₂ tertinggi dibandingkan *Glycine* dan DEA karena memiliki konstanta laju reaksi lebih tinggi.

$$k_{\text{Piperazine}} = e^{\left(11,53 + \frac{4345,5}{T}\right)} \text{ (Xu, Z dkk; 2003)}$$

Berdasarkan poin tersebut dapat disimpulkan bahwa model yang kami gunakan telah dapat diterima sebagaimana proses *real* yang telah dilakukan, meskipun ketelitiannya masih memiliki error

V.2 Saran

1. Penelitian ini bisa dikembangkan ke sistem *non-isothermal* dengan memperhitungkan *pressure drop* sepanjang kolom.
2. Mempertimbangkan terjadinya proses desorpsi pada *flashing region* dan *reboiler*.
3. Perhitungan energi (Q) pada *reboiler* mempertimbangkan tekanan *reboiler* serta panas *sensible* komponen selain H₂O.
4. Pemodelan dan simulasi proses *stripping* diintegrasikan dengan proses absorpsi untuk mengevaluasi kinerja dari unit CO₂ *removal* secara keseluruhan.

DAFTAR NOTASI

B _{Mi}	Berat molekul i	(kg/ kmol)
ρ	Densitas	(kg/m ³)
g	Percepatan gravitasi	(m/s ²)
C _A	Konsentrasi gas A	(mol/L)
C _A [*]	Konsentrasi <i>bulk</i> gas A	(mol/L)
C _A ⁱ	Konsentrasi <i>interface</i> gas A	(mol/L)
E	<i>Enhancement Factor</i>	-
D	Diameter kolom	(mm)
d _p	Diameter <i>packing</i>	(mm)
J	Laju perpindahan massa	(mol/s.m ²)
N	Normalitas	(mol/L)
Q	Laju alir gas	(ml/menit)
F _L	<i>Rate liquid</i> per satuan luas	(kmol/sm ²)
A	Luas kontak gas-cair	(m ²)
T _L	Temperatur <i>liquid</i>	(K)
T _G	Temperatur gas	(K)
P _A [*]	Tekanan parsial gas A	Pa
η	Persentase CO ₂ yang terambil	(%)
He	Konstanta Henry	-

He°_{298K}	Konstanta Henry air murni pada T=298K	$(mol/m^3 Pa)$
K_{MDEA}	Konstanta kesetimbangan reaksi MDEA	(s^{-1})
K_1	Konstanta kesetimbangan reaksi	(s^{-1})
K_2	Konstanta kesetimbangan reaksi	(s^{-1})
K_3	Konstanta kesetimbangan reaksi	(s^{-1})
K_w	Konstanta kesetimbangan reaksi air	(s^{-1})
k_{DEA}	Konstanta laju reaksi DEA	(s^{-1})
$k_{piperazine}$	Konstanta laju reaksi <i>Piperazine</i>	(s^{-1})
k_{glisin}	Konstanta laju reaksi Glisin	$(m^6/mol^2 s)$
h	Parameter Spesifik Ion	$(m^3/kmol)$
V_i	Volume spesifik komponen i	$(m^3/kmol)$
D_G	Difusivitas gas	(m^2/s)
D_L	Difusivitas cairan	(m^2/s)
k_G	Koefisien perpindahan massa gas	$(kmol/m^2 s atm)$
k_L	Koefisien perpindahan massa <i>liquid</i>	(m/s)
μ	Viskositas	$(kg/m s)$
Re	Bilangan Reynold	-
Sc	Bilangan Schimdt	-
Fr	Bilangan Froude	-

We	Bilangan Weber	-
\bar{R}	Laju desorpsi	-
G	Kecepatan molar fase gas	(kmol/m ² h)
L	Kecepatan molar fase <i>liquid</i>	(kmol/m ² h)
N _A	<i>Flux</i> komponen A	(kmol/m ² h)
X _A	Mol fraksi komponen A dalam fase <i>liquid</i>	(kmol/kmol)
Y _A	Mol fraksi komponen A dalam fase gas	(kmol/kmol)
σ	Tegangan permukaan	(N/m atau kg/s ²)
α	<i>Interface area</i>	(m ⁻¹)
T _G	Temperatur aliran gas	(K)
T _L	Temperatur aliran <i>liquid</i>	(K)
Z _T	Tinggi kolom	(m)
H _T	Bilangan Hatta	-

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

DAFTAR PUSTAKA

- Airlangga, B., & Emilia, D. (2016). *Pemodelan dan simulasi absorpsi CO₂ dari biogas kedalam larutan K₂CO₃ berpromotor DEA didalam Packed Column*. Surabaya: Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
- Altway, A. (2008). *Perpindahan Massa disertai reaksi kimia*. Jakarta: BeeMark.
- Altway, A., Susianto, S., Nurkhamidah, S., Farihatun, N., Hardiyanto, F., Mulya, H., & Altway, S. (2016). Modeling and Simulation of CO₂ Absorption into Promoted Aqueous Potassium Carbonate in Industrial Scale Packed Column. *Bulletin of Chemical Reaction Engineering & Catalysis*, 111-124.
- Alvares, E., Rendo, R., Sanjurjo, B., Villas, M., & Navasa, J. (1998). Surface tension of binary mixture of water+N-methyldiethanolamine with monoethanolamine, diethanolamine, and 2-amino-2-methyl-1-propanol from 25 to 50°C. *Chemical Engineering Data*, 1027-1029.
- Benamor, A., Mohammed, J., Majeda, K., & Mustafa, P.T. (2016). Reaction kinetics of carbon dioxide in aqueous blends of N-methyldiethanol and glycine using the stopped flow technique. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 186-195.
- Bishnoi, S. (2000). *Carbon dioxide absorption and solution equilibrium in piperazine activated methyldiethanolamine*. Austin: University of Texas.
- Danckwertz, P. (1970). *Gas Liquid Reactions*. New York: Mc Graw-Hill Book Company.
- Daniel, P.H., Sami, S.A., Hani, A.G., & Orville C.S. (1995). Absorption of Carbon Dioxide Into Aqueous Blends of Monoethanolamine. *Pergamonn Chemical Engineering Science*, 1071-1079.
- Derks, P., Hamborg, E., Hogendoorn, J., Niederer, J., & Geert, V. (2008). Densities, viscosities, and liquid diffusivities in

- aqueous piperazine and aqueous piperazine+N-methyldiethanolamine solutions. *Chemical and Engineering Data*, 1179-1185.
- Elhosane, Y. (2016). *Kinetic study of carbon dioxide absorption into glycine promoted methyldiethanolamine (MDEA)*. Surabaya: Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
- Falahat, R., Rahmati, M., & Bolouri, O. (2011). Rate-based modeling of reactive absorption of acid gas in an aqueous methyldiethanolamine (MDEA) solution. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 132-138.
- Fuqoha, I. (2012). Perancangan dan Estimasi Biaya Unit Pemisahan Gas Asam dengan Kandungan CO₂ dan H₂S Tinggi. Depok: Universitas Indonesia.
- Fei, Y., Hai-Kui, Z., Guang-Wen, C., Lei, S., & Jian-Feng, C. (2009). Modeling and experimental studies on absorption of CO₂ by Benfield Solution in rotating packed bed. *Elsevier Chemical Engineering Journal*, 377-364.
- Fogler, H. (2004). *Elements of Chemical Reaction Engineering*. New Delhi: Prentice-Hall.
- Geankoplis, C. (2003). *Transport Process and Separation Process Principle*. New Jersey: Prentice Hall.
- Hayden, T., Smith, T., & Mather, A. (1982). Heat capacity of aqueous methyldiethanolamine solutions. *Chemical Engineering Data*, 196-197.
- Khan, A., Halder, G., & Saha, A. (2017). Experimental investigation on efficient carbon dioxide capture using piperazine (PZ) activated aqueous methyldiethanolamine (MDEA) solution in packed column. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 163-173.
- Khan, F., Krishnamoorthi, V., & Mahmud, T. (2011). Modelling reactive absorption of CO₂ in packed columns for post-combustion carbon capture applications. *Chemical Engineering Research and Design*, 16001608.

- Li, X., Wang, S., & Chen, C. (2013). Experimental study of energy requirement of CO₂ desorption from rich solvent. *Energy Procedia*, 1836-1843.
- Libresos, M., & Trejo, A. (2006). *Density and viscosity of aqueous blends of three alkanolamine: N-Methyldiethanolamine, Diethanolamine, and 2-amino-2-methyl-1-propanol in the range of 303 to 343 K*. Mexico: American Chemical Society.
- Liu, H., Yao, C., Zhao, Y., & Chen, G. (2016). Desorption of carbon dioxide from aqueous MDEA solution in a microchannel. *Chemical Engineering Journal*, 1-25.
- Mahmoodi, L., & Darvishi, P. (2017). Mathematical modeling and optimization of carbon dioxide stripping tower in an industrial ammonia plant. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 42-51.
- Onda, K., Takeuchi, H., & Oklimoto, Y. (1968). Mass Transfer Coefficient Between Gas and Liquid Phases in Packed Column. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 56-62.
- Oyenekan, B.A., & Rochelle, G.T. (2008). Rate Modeling of CO₂ stripping from potassium carbonate promoted by piperazine. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 121-132.
- Portugal, A., Derks, P., Versteeg, G., Magalhaes, F., & Mendes, A. (2007). Characterization of Potassium glycinate for carbon dioxide absorbtion purpose. *Elsevier Chemical Engineering Science*, 6534-6547.
- Rao, A.B., & Rubin, E.S. (2002). A Technical, Economic and Enviromental Assessment of Amine-based CO₂ Capture Technology for Power Plant Greenhouse Gas Control. *Annual Technical Progress report*, 3.
- Rinker, E., Ashour, S., & Sandall, O. (1995). kinetics and modelling of carbon dioxide absorption into aqueous solutions of N-methyldiethanolamine. *Chemical Engineering Science*, 755-768.

- Perry, R.H., & Green, D.W. (2008). Perry's Chemical Engineer's Handbook 8th Edition. New York: The McGraw-Hill Companies, Inc.
- Saidi, M. (2017). Mathematical modeling of CO₂ Absorption into Reactive DEAB Solution in Packed Column using surface-renewal penetration Theory. *Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers*, 1-13.
- Samanta, A., & Bandyopadhyay, S. (2007). Absorption of Carbon Dioxide into Piperazine Activated Aqueous N-Methyldiethanolamine. *Separation Science Laboratory*, 101-122.
- Sander, R. (1999). Compilation of Henry's Law Constants for Inorganic and Organic Species of Potential Importance in Environmental Chemistry. *AIChE J*, 1-107.
- Seader, J., & Henley, E. (1998). *Separation Process Principle*. New York: Wiley.
- Tan, C. (2012). *A review of CO₂ capture by absorption and adsorption*. Taiwan: National Tsing Hua University.
- Weiland, R., Dingman, J., & Cronin, B. (1997). Heat capacity of aqueous monoethanolamine, diethanolamine, N-methyldiethanolamine based on blends with carbon dioxide. *Chemical Engineering Data*, 1004-1006.
- Weisenberg, S., & Schumpe, A. (1996). Estimation of Gas Solubilities in Salt Solution at Temperature from 273K to 363K. *AIChE Journal*, 298-300.
- Xu, Z., Yanhua, Y., Chengfang, Z., & Jun, W. (2003). Absorption Rate of CO₂ into MDEA Aqueous Solution Blended with Piperazine and Diethanolamine. *Chinese Journal Chemical Engineering*, 408-413.
- Zhang, X., Fu, K., Liang, Z., Rongwong, W., Yang, Z., Idem, R., & Tontiwachwuthikul, P. (2014). Experimental studies of regeneration heat duty for CO₂ desorption from diethylenetriamine (DETA) solution in a stripper column packed with Dixon ring random packing. *Fuel*, 261-267.

APPENDIKS A

PENYELESAIAN NUMERIK

1. Konstanta yang ditentukan :

$$T_{\text{larutan masuk}} \text{ (K)} = 353,15 \text{ K} - 363,15$$

$$P \text{ (atm)} = 1,5 - 2,5$$

$$C_{\text{promotor}} \text{ (% volume)} = 3 - 5$$

$$\text{Jenis promotor} = \text{Diethanolamine (DEA), Glisin, Piperazine (PZ)}$$

2. Konsentrasi *Rich Solution* dan Persen Konversi :

$$V_{\text{HCl}} = 3,067 \text{ L, pengenceran } 2x = 306,7 \text{ L}$$

$$V_{\text{gas}} = 11,667 \text{ L, pengenceran } 2x = 1166,7 \text{ L}$$

- Perhitungan mol CO_2

$$\text{mol } \text{CO}_2 = \frac{(V_{\text{gas}} - V_{\text{HCl}}) P T_{\text{std}}}{P T_{\text{ops}} 22,4}$$

$$\text{mol } \text{CO}_2 = \frac{(1166,7 - 306,7) 273}{(30 + 273) 22,4}$$

$$\text{mol } \text{CO}_2 = 34,59 \text{ mol}$$

- Perhitungan mol MDEA

$$\begin{aligned} V_{\text{MDEA}} &= \% \times V_{\text{total}} \\ &= 0,2 \times 25 \text{ L} \\ &= 5 \text{ L} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} m_{\text{MDEA}} &= V_{\text{MDEA}} \times \rho_{\text{MDEA}} \\ &= 5 \text{ L} \times 1,04 \text{ kg/L} \\ &= 5,2 \text{ kg} = 5200 \text{ gram} \end{aligned}$$

$$\text{mol MDEA} = \frac{m_{\text{MDEA}}}{BM_{\text{MDEA}}}$$

$$\text{mol MDEA} = \frac{5200}{119,163}$$

$$\text{mol MDEA} = 43,6377 \text{ mol}$$

- Perhitungan mol PZ
 $m_{PZ} = 250 \text{ gram (Solubility)}$

$$mol \text{ PZ} = \frac{m_{PZ}}{BM_{PZ}}$$

$$mol \text{ PZ} = \frac{250}{86,136}$$

$$mol \text{ PZ} = 2,902 \text{ mol}$$

- Persen Konversi

Reaksi I

	MDEA	+	H ₂ O	+	CO ₂	↔	MDEAH ⁺	+	HCO ₃ ⁻
m	43,6377		1111,1		34,59		-		-
r	28,79		28,79		28,79		28,79		28,79
s	14,8477		1082,32		5,8		28,79		28,79

Reaksi II

	PZ	+	H ₂ O	+	2CO ₂	↔	PZHCOO	+	HCO ₃ ⁻
m	2,9		55,55		5,8		-		-
r	2,9		2,9		5,8		2,9		2,9
s	0		52,65		0		2,9		2,9

maka persen konversi,

$$= \frac{28,79}{43,6377} \times 100\%$$

$$= 65,975\%$$

Konsentrasi input dan output dari pengolahan data Matlab menghasilkan proyeksi sebagai berikut:

Komponen	Input		Output	
	Mass Flux	Persen	Mass Flux	Persen
Liquid				
MDEA	0,0102	0,18%	0,1446	2,44%
H ₂ O(l)	5,1832	91,89%	5,6229	94,7%
MDEAH ⁺	0,1934	3,43%	0,0533	0,89%
HCO ₃ ⁻	0,1934	3,43%	0,0533	0,89%
Promotor	0,0604	1,07%	0,0637	1,07%
Total	5,6406	100%	5,9378	100%
Gas				
H ₂ O(g)	2,886	99,98%	2,4471	94,59%
CO ₂ (g)	0,0003	0,01%	0,1397	5,4%
Total	2,8863	100%	2,5868	100%

3. Konstanta yang ditetapkan :
 - Tipe packing = Raschig Rings
 - Bahan = Kaca
 - d_p = 0,008 m
 - a_p = 438,714 m²/ m³
 - D_p = 0,05 m
 - Z_T = 1,5 m
4. Konstanta yang berubah terhadap variabel :
 - Data kapasitas panas dalam J/kg.K

$$Cp_{CO_2} = (5,457 + 1,045x10^{-3}T + 1,157x10^5T^2)x\left(\frac{8,314}{BM_{CO_2}}\right)x1000$$

$$Cp_{H_2O_g} = (3,47 + 1,45x10^{-3}T + 0,121x10^5T^2)x\left(\frac{8,314}{BM_{H_2O}}\right)x1000$$

$$Cp_{MDEA} = (0,0013T + 0,5145)x4186,8$$

$$Cp_{DEA} = (0,0014T + 0,5671)x4186,8$$

$$Cp_{Glycine} = (-36,029 + 0,6024T - 6,907x10^{-4}T^2 + 2,979x10^{-7}T^3)x\left(\frac{1000}{BM_{Glycine}}\right)$$

$$Cp_{Piperazine} = (-38,45 + 0,5056T - 2,09x10^{-4}T^2 + 8,4x10^{-9}T^3)x\left(\frac{1000}{BM_{Piperazine}}\right)$$

$$Cp_{HCO_3^-} = (-13,61 + 0,2714T - 0,0003363T^2 + 1,69x10^{-7}T^3)x\left(\frac{1000}{BM_{HCO_3^-}}\right)$$

$$Cp_{MDEAH^+} = (-0,386 + 0,7T - 0,0004432T^2 + 1,18x10^{-7}T^3)x\left(\frac{1000}{BM_{MDEAH^+}}\right)$$

$$Cp_{H_2O_l} = (3,47 + 1,45x10^{-3}T + 0,121x10^5T^2)x\left(\frac{8,314}{BM_{H_2O}}\right)x1000$$

- Data densitas *liquid* dalam kg/m³

$$\rho_{MDEA} = -0,7611T + 1264,4$$

$$\rho_{MDEAH^+} = (-0,0009(T - 273,15) + 1,1006)x1000$$

$$\rho_{HCO_3^-} = (-0,0035T + 1,9045)x1000$$

$$\rho_{DEA} = (-0,0009(T - 273,15) + 1,1526)x1000$$

$$\rho_{Piperazine} = (-0,0008(T - 273,15) + 0,9252)x1000$$

$$\rho_{Glycine} = (-0,0013(T - 273,15) + 1,2559)x1000$$

$$\rho_{H_2O} = (-4 \times 10^{-6}(T - 273,15)^2 - 7 \times 10^{-5}(T - 273,15) + 1,0005) \times 1000$$

- Data densitas gas dalam kg/m³

$$PV = nRT_G$$

Penyederhanaan persamaan tersebut hingga menjadi

$$\rho_G = \frac{BM_G P}{RT_G}$$

- Data konstanta kecepatan Reaksi

$$K_1 = \frac{[MDEAH^+]}{[MDEA][H^+]} = e^{\left(-9,4165 - \left(\frac{4234,98}{T}\right)\right)}$$

$$K_2 = \frac{[HCO_3^-][H^+]}{C_{CO_2} e} = 10^{\left(\left(\frac{3404,7}{T}\right) + 14,843 - 0,03279T\right)}$$

$$K_w = \sqrt{e^{\left(39,555 - \left(\frac{9,879 \times 10^4}{T}\right) + \left(\frac{5,6883 \times 10^7}{T^2}\right) - \left(\frac{1,4645 \times 10^{10}}{T^3}\right) + \left(\frac{1,3615 \times 10^{12}}{T^4}\right)\right)}}$$

$$k_{OH} = 10^{\left(13,635 - \left(\frac{2895}{T}\right)\right)}$$

$$k_{DEA} = 2,5717 \times 10^6 e^{\left(-\frac{1665,8}{T}\right)}$$

$$k_{Glycine} = 5,3409 \times 10^{13} e^{\left(-\frac{3251,9}{T}\right)}$$

$$k_{Piperazine} = e^{\left(11,53 + \frac{4345,5}{T}\right)}$$

- Data viskositas air dalam cP

$$\mu_L = 0,003393 \times e^{\left(\frac{1693,86}{T}\right)}$$

- Data panas laten air dalam kJ/kg

$$\Delta H_V = -0,0025T^2 - 0,8295T + 2912,1$$

- Konstanta H, XC dan C

$$H = 10^{\left(-4,3856 + \left(\frac{867,4932}{T}\right)\right)} \times 0,025$$

$$XC = \frac{0,691[MDEAH^+]}{[MDEA] + 0,691[MDEAH^+]}$$

$$C = 1,2014 + \left(\frac{0,2857}{XC}\right) - \left(\frac{0,0537}{XC^2}\right)$$

- Luasan area packing

$$a_p = 224750D_p^2 - 21240D_p + 594,25$$

5. Analisa Data

- Suhu kolom

$$G C p_G (T_G - T_T) = L C p_L (T_T - T_L)$$

Penyederhanaan persamaan tersebut menjadi

$$T_T = \frac{T_G + \left(\frac{L C p_L T_L}{G C p_G} \right)}{1 + \left(\frac{L C p_L}{G C p_G} \right)}$$

- Cek laju flooding kolom

$$FLG = \left(\frac{L}{G} \right) \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,5}$$

- Konstanta Henry dalam $m^3 \text{atm/kmol}$

Mencari nilai $He^0(T_T)$

$$He^0(T_T) = 1 / (He^0(298 \text{ K}) x e^{\left(\frac{-d \ln k_H}{d(1/T)} x \left(\frac{1}{T_T} - \frac{1}{298} \right) \right)})$$

Mencari nilai konstanta hG

$$hG = hG^0 + hT x (T_T - 298,15)$$

Mencari nilai konstanta ionik I

$$I = 0,5x(1x[MDEAH^+]x1^2 + 1x[HCO_3^-]x1^2)$$

Mencari nilai konstanta hI

$$hI = (h^+ + hG + h^-)xI$$

Mencari nilai konstanta Henry untuk sistem

$$\log \left(\frac{He(T_T)}{He^0(T_T)} \right) = \sum hI$$

$$He(T_T) = He^0(T_T) x 10^{hI}$$

- Difusivitas komponen dalam m^2/s

Mencari difusivitas gas

$$D_G = \frac{10^{-7} T_T^{1,75} \left(\frac{1}{BM_i} + \frac{1}{BM_j} \right)^{0,5}}{Px(V_i^{0,33} + V_j^{0,33})}$$

Mencari difusivitas liquid

$$D_L = \frac{7,4 \times 10^{-8} T (\phi B M_i)^{0,5}}{\mu_L V_i^{0,6}}$$

- Koefisien perpindahan massa fase *liquid* dalam m/s
Mencari NRe_L

$$NRe_L = \frac{F_L}{\mu_L a_P}$$

Mencari NFr_L

$$NFr_L = \frac{a_P F_L^2}{\rho_L^2 g}$$

Mencari NWe_L

$$NWe_L = \frac{F_L^2}{\rho_L a_P \sigma_L}$$

Mencari NSc_L

$$NSc_L = \frac{\mu_L}{\rho_L D_L}$$

Mencari luas area interface

$$a_i = a_P \left(1 - e^{\left(-1,45 \left(\frac{\sigma_c}{\sigma} \right)^{0,75} NRe_L^{0,1} NFr_L^{-0,05} NWe_L^{0,2} \right)} \right)$$

Mencari nilai k_L

$$k_L = 0,0051 NRe_L^{\left(\frac{2}{3} \right)} NSc_L^{(-0,5)} (a_P D_P)^{0,4} \left(\frac{\mu_L g}{\rho_L} \right)^{\left(\frac{1}{3} \right)}$$

- Koefisien perpindahan massa fase gas dalam kmol/m²atm.s

Mencari NRe_G

$$NRe_G = \frac{F_G}{\mu_G A_P}$$

Mencari NSc_G

$$NSc_G = \frac{\mu_G}{\rho_G D_G}$$

Mencari nilai k_G

$$k_G = \frac{2}{RT} NRe_G^{0,7} NSc_G^{\left(\frac{1}{3} \right)} (a_P D_P)^{-2} (a_P D_G)$$

- Mencari $C_{CO_2}^e$ dan C_{OH^-} dalam $kmol/m^3$

$$C_{CO_2}^e = \frac{[HCO_3^-][MDEAH^+]}{K_1 K_2 [MDEA]}$$

$$C_{OH^-} = \frac{K_w [HCO_3^-]}{K_2 C_{CO_2}^e}$$

- Enhancement Factor

$$E = \left(D_{CO_2L} \times \left(\frac{k_{OH} C_{OH^-} + k_{prom} C_{prom}}{k_{LCO_2}^2} \right) \right)^{0,5}$$

- Konduktivitas termal komponen

Mencari konduktivitas termal CO_2 dalam $W/m.K$

$$K_{CO_2} = \frac{3,69 X_{CO_2}^{-0,3838}}{1 + \left(\frac{964}{X_{CO_2}} \right) + \left(\frac{1860000}{X_{CO_2}^2} \right)}$$

Mencari konduktivitas termal H_2O dalam $W/m.K$

$$K_{H_2O} = \frac{0,002653 X_{H_2O}^{0,7452}}{1 + \left(\frac{12}{X_{H_2O}} \right)}$$

- Koefisien perpindahan panas dalam $W/m^2.K$

$$H_G = (k_G R X_{H_2O} \rho_G C p_G N S c_G^{\left(\frac{2}{3}\right)}) \times \left(\frac{K_T}{\rho_G C p_G D_G} \right)^{\left(\frac{2}{3}\right)}$$

- Mencari $C_{CO_2}^i$ dalam $kmol/m^3$

$$C_{CO_2}^i = \frac{k_G Y_{CO_2} P + k_L E C_{CO_2}^e}{k_L E + k_G H e}$$

- Tekanan Parsial dalam atm

Mencari tekanan parsial CO_2

$$P_{CO_2}^e = C_{CO_2}^e \times H e$$

$$P_{CO_2}^e = C_{CO_2}^e \times H e$$

Mencari tekanan parsial H_2O

$$P_{H_2O}^e = Y_{H_2O} \times P$$

$$P_{H_2O} = 10^{\left(\left(-\frac{F_L}{2,303R} \right) \left(\left(\frac{1}{T} \right) - 2,45 \times 10^{-3} \right) - 1,672 + C \right)}$$

- Flux massa

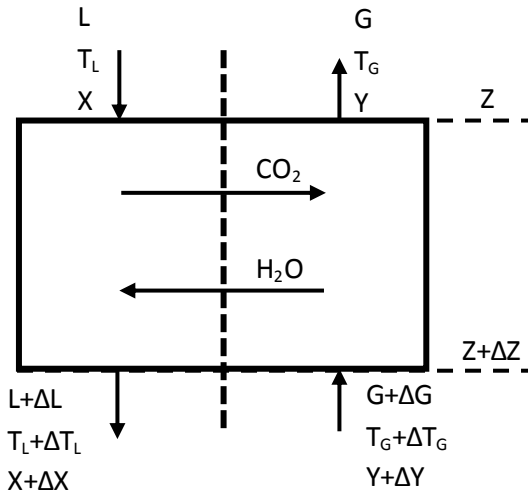
Mencari Flux H_2O

$$N_{H_2O} = k_{G,H_2O} (P_{H_2O}^e - P_{H_2O})$$

Mencari Flux CO_2

$$N_{CO_2} = \left(\frac{k_{G,CO_2} k_{L,CO_2} EH}{k_{G,CO_2} + k_{L,CO_2} EH} \right) (P_{CO_2}^e - P_{CO_2}^i)$$

6. Model Matematis



- Distribusi konsentrasi gas

$$in - out = 0$$

$$N_{H_2O} a_i \Delta Z + G - (G + \Delta G) - N_{CO_2} a_i \Delta Z = 0$$

$$N_{H_2O} a_i \Delta Z - \Delta G - N_{CO_2} a_i \Delta Z = 0$$

$$\Delta G = N_{H_2O} a_i \Delta Z - N_{CO_2} a_i \Delta Z$$

$$\frac{\Delta G}{\Delta Z} = (N_{H_2O} - N_{CO_2}) a_i$$

Distribusi konsentrasi CO_2

$$in - out = 0$$

$$(G + \Delta G)(Y_{CO_2} + \Delta Y_{CO_2}) + N_{CO_2} a_i \Delta Z - G Y_{CO_2} = 0$$

$$GY_{CO_2} + G\Delta Y_{CO_2} + \Delta GY_{CO_2} + \Delta G\Delta Y_{CO_2} + N_{CO_2}a_i\Delta Z - GY_{CO_2} = 0$$

$$\frac{G\Delta Y_{CO_2}}{\Delta Z} + \frac{\Delta GY_{CO_2}}{\Delta Z} + 0 + N_{CO_2}a_i = 0$$

$$\frac{G\Delta Y_{CO_2}}{\Delta Z} + (N_{H_2O}a_i - N_{CO_2}a_i)Y_{CO_2} + N_{CO_2}a_i = 0$$

$$\frac{G\Delta Y_{CO_2}}{\Delta Z} = -N_{H_2O}a_iY_{CO_2} + N_{CO_2}a_iY_{CO_2} - N_{CO_2}a_i$$

$$\frac{\Delta Y_{CO_2}}{\Delta Z} = \frac{-N_{H_2O}a_iY_{CO_2} + N_{CO_2}a_i(Y_{CO_2} - 1)}{G}$$

Distribusi konsentrasi H₂O

$$in - out = 0$$

$$(G + \Delta G)(Y_{H_2O} + \Delta Y_{H_2O}) - N_{H_2O}a_i\Delta Z - GY_{H_2O} = 0$$

$$GY_{H_2O} + G\Delta Y_{H_2O} + \Delta GY_{H_2O} + \Delta G\Delta Y_{H_2O} - N_{H_2O}a_i\Delta Z - GY_{H_2O} = 0$$

$$\frac{G\Delta Y_{H_2O}}{\Delta Z} + \frac{\Delta GY_{H_2O}}{\Delta Z} + 0 - N_{H_2O}a_i = 0$$

$$\frac{G\Delta Y_{H_2O}}{\Delta Z} + (N_{H_2O}a_i - N_{CO_2}a_i)Y_{H_2O} - N_{H_2O}a_i = 0$$

$$\frac{G\Delta Y_{H_2O}}{\Delta Z} = -N_{H_2O}a_iY_{H_2O} + N_{CO_2}a_iY_{H_2O} + N_{H_2O}a_i$$

$$\frac{\Delta Y_{H_2O}}{\Delta Z} = \frac{N_{H_2O}a_i(1 - Y_{H_2O}) + N_{CO_2}a_iY_{H_2O}}{G}$$

- Distribusi konsentrasi *liquid*

$$in - out = 0$$

$$L + N_{H_2O}a_i\Delta Z - N_{CO_2}a_i\Delta Z - (L + \Delta L) = 0$$

$$N_{H_2O}a_i\Delta Z - N_{CO_2}a_i\Delta Z - \Delta L = 0$$

$$\Delta L = N_{H_2O}a_i\Delta Z - N_{CO_2}a_i\Delta Z$$

$$\frac{\Delta L}{\Delta Z} = (N_{H_2O} - N_{CO_2})a_i$$

Distribusi konsentrasi MDEA

$$in - out = 0$$

$$LX_{MDEA} + N_{CO_2}a_i\Delta Z - (L + \Delta L)(X_{MDEA} + \Delta X_{MDEA}) = 0$$

$$LX_{MDEA} + N_{CO_2} a_i \Delta Z - LX_{MDEA} - L\Delta X_{MDEA} - \Delta LX_{MDEA} - \Delta L\Delta X_{MDEA} = 0$$

$$N_{CO_2} a_i \Delta Z - L\Delta X_{MDEA} - \Delta LX_{MDEA} - 0 = 0$$

$$N_{CO_2} a_i - \frac{L\Delta X_{MDEA}}{\Delta Z} - \frac{\Delta LX_{MDEA}}{\Delta Z} = 0$$

$$N_{CO_2} a_i - \frac{L\Delta X_{MDEA}}{\Delta Z} - (N_{H_2O} a_i - N_{CO_2} a_i) X_{MDEA} = 0$$

$$\frac{L\Delta X_{MDEA}}{\Delta Z} = N_{CO_2} a_i + N_{CO_2} a_i X_{MDEA} - N_{H_2O} a_i X_{MDEA}$$

$$\frac{\Delta X_{MDEA}}{\Delta Z} = \frac{N_{CO_2} a_i (1 + X_{MDEA}) - N_{H_2O} a_i X_{MDEA}}{L}$$

Distribusi konsentrasi MDEAH⁺

$$in - out = 0$$

$$LX_{MDEAH^+} - N_{CO_2} a_i \Delta Z - (L + \Delta L)(X_{MDEAH^+} + \Delta X_{MDEAH^+}) = 0$$

$$LX_{MDEAH^+} - N_{CO_2} a_i \Delta Z - LX_{MDEAH^+} - L\Delta X_{MDEAH^+} - \Delta LX_{MDEAH^+} - \Delta L\Delta X_{MDEAH^+} = 0$$

$$-N_{CO_2} a_i \Delta Z - L\Delta X_{MDEAH^+} - \Delta LX_{MDEAH^+} - 0 = 0$$

$$-N_{CO_2} a_i - \frac{L\Delta X_{MDEAH^+}}{\Delta Z} - \frac{\Delta LX_{MDEAH^+}}{\Delta Z} = 0$$

$$-N_{CO_2} a_i - \frac{L\Delta X_{MDEAH^+}}{\Delta Z} - (N_{H_2O} a_i - N_{CO_2} a_i) X_{MDEAH^+} = 0$$

$$\frac{L\Delta X_{MDEAH^+}}{\Delta Z} = -N_{CO_2} a_i + N_{CO_2} a_i X_{MDEAH^+} - N_{H_2O} a_i X_{MDEAH^+}$$

$$\frac{\Delta X_{MDEAH^+}}{\Delta Z} = \frac{-N_{CO_2} a_i (1 + X_{MDEAH^+}) - N_{H_2O} a_i X_{MDEAH^+}}{L}$$

Distribusi konsentrasi HCO₃⁻

$$in - out = 0$$

$$LX_{HCO_3^-} - N_{CO_2} a_i \Delta Z - (L + \Delta L)(X_{HCO_3^-} + \Delta X_{HCO_3^-}) = 0$$

$$\begin{aligned}
& LX_{HCO_3^-} - N_{CO_2} a_i \Delta Z - LX_{HCO_3^-} - L \Delta X_{HCO_3^-} - \Delta L X_{HCO_3^-} \\
& \quad - \Delta L \Delta X_{HCO_3^-} = 0 \\
& -N_{CO_2} a_i \Delta Z - L \Delta X_{HCO_3^-} - \Delta L X_{HCO_3^-} - 0 = 0 \\
& -N_{CO_2} a_i - \frac{L \Delta X_{HCO_3^-}}{\Delta Z} - \frac{\Delta L X_{HCO_3^-}}{\Delta Z} = 0 \\
& -N_{CO_2} a_i - \frac{L \Delta X_{HCO_3^-}}{\Delta Z} - (N_{H_2O} a_i - N_{CO_2} a_i) X_{HCO_3^-} = 0 \\
& \frac{L \Delta X_{HCO_3^-}}{\Delta Z} = -N_{CO_2} a_i + N_{CO_2} a_i X_{HCO_3^-} - N_{H_2O} a_i X_{HCO_3^-} \\
& \frac{\Delta X_{HCO_3^-}}{\Delta Z} = \frac{-N_{CO_2} a_i (1 + X_{HCO_3^-}) - N_{H_2O} a_i X_{HCO_3^-}}{L}
\end{aligned}$$

Distribusi konsentrasi H₂O

$$in - out = 0$$

$$LX_{H_2O} + N_{H_2O} a_i \Delta Z - (L + \Delta L)(X_{H_2O} + \Delta X_{H_2O}) = 0$$

$$\begin{aligned}
& LX_{H_2O} + N_{H_2O} a_i \Delta Z - LX_{H_2O} - L \Delta X_{H_2O} - \Delta L X_{H_2O} \\
& \quad - \Delta L \Delta X_{H_2O} = 0
\end{aligned}$$

$$N_{H_2O} a_i \Delta Z - L \Delta X_{H_2O} - \Delta L X_{H_2O} - 0 = 0$$

$$N_{H_2O} a_i - \frac{L \Delta X_{H_2O}}{\Delta Z} - \frac{\Delta L X_{H_2O}}{\Delta Z} = 0$$

$$N_{H_2O} a_i - \frac{L \Delta X_{H_2O}}{\Delta Z} - (N_{H_2O} a_i - N_{CO_2} a_i) X_{H_2O} = 0$$

$$\frac{L \Delta X_{H_2O}}{\Delta Z} = N_{H_2O} a_i - N_{H_2O} a_i X_{H_2O} + N_{CO_2} a_i X_{H_2O}$$

$$\frac{\Delta X_{H_2O}}{\Delta Z} = \frac{N_{H_2O} a_i (1 - X_{H_2O}) + N_{CO_2} a_i X_{H_2O}}{L}$$

- Distribusi suhu gas

$$\begin{aligned}
\frac{\Delta T_G}{\Delta Z} &= \frac{a_i (-N_{H_2O} a_i + N_{CO_2} a_i) T_G}{G} \\
&\quad - \frac{a_i (N_{CO_2} C p_{CO_2} T_L - N_{H_2O} C p_{H_2O} T_G)}{G C p_G} \\
&\quad + \frac{H_G a_i (T_G - T_L)}{G C p_G}
\end{aligned}$$

- Distribusi suhu *liquid*

$$\frac{\Delta T_L}{\Delta Z} = \frac{-a_i(-N_{H_2O} a_i + N_{CO_2} a_i) T_L}{\frac{L}{a_i(N_{CO_2} C_{p_{CO_2}} T_L - N_{H_2O} C_{p_{H_2O}} T_G)} - \frac{LCp_L}{H_G a_i (T_G - T_L)} + \frac{LCp_L}{a_i(N_{CO_2} \Delta H_{R,CO_2} - N_{H_2O} \Delta H_{V,H_2O})}}$$

7. Penyelesaian dengan fungsi ODE 45 MATLAB®

- Parameter *Initial Condition* penyelesaian ODE 45

X(1) = Trial konsentrasi molar gas awal

X(2) = Trial konsentrasi CO₂

X(3) = Trial konsentrasi H₂O

X(4) = Trial suhu gas keluar

X(5) = Konsentrasi molar *liquid* masuk

X(6) = Konsentrasi MDEA masuk

X(7) = Konsentrasi MDEAH⁺ masuk

X(8) = Konsentrasi HCO₃⁻ masuk

X(9) = Konsentrasi H₂O masuk

X(10) = Suhu *liquid* masuk

X(11) = Konsentrasi Promotor masuk

X(12) = Tekanan kolom

X(13) = Diameter kolom

X(14) = Diameter packing

X(15) = Jenis promotor

Pada Matlab *IC* ditulis sebagai berikut

```
IC=[FGA YCDOUT YHOUT TG FL XMIN XMHIN
XHCIN XHIN TL XDIN PT DKA DPA PR];
```

- Penulisan penyelesaian model matematis didalam MATLAB®

```
[z,X] = ode45('fungsi_des2',[0
ZTA],IC);
```

Pada MATLAB® model matematis ditulis sebagai berikut

```
dx(1) = (-NCD+NH) *AAA;
```

```

dX(2) = ((-NH*X(2) + NCD*(X(2) -
1) ) * AAA) / X(1) ;
dX(3) = ((NH*(1 -
X(3) ) + NCD*X(3) ) * AAA) / X(1) ;
dX(4) = (-AAA*(NCD-NH) *X(4) /X(1) ) -
(AAA*(NCD*CPCD*X(10) -
NH*CPHG*X(4) ) / (X(1) *CPGAM) ) + (HGA*AAA* (
X(4) -X(10) ) / (X(1) *CPGAM) ) ;
dX(5) = (-NCD+NH) *AAA;
dX(6) = ((-
NH*X(6) + NCD*(1+X(6) ) ) *AAA) /X(5) ;
dX(7) = ((-NH*X(7) -
NCD*(1+X(7) ) ) *AAA) /X(5) ;
dX(8) = ((-NH*X(8) -
NCD*(1+X(8) ) ) *AAA) /X(5) ;
dX(9) = ((NCD*X(9) +NH*(1-
X(9) ) ) *AAA) /X(5) ;
dX(10) = ((-AAA*(NCD-NH) *X(10) ) /X(5) ) -
((AAA*(NCD*CPCD*X(10) -
NH*CPHL*X(4) ) ) / (X(5) *CPLAM) ) + ((HGA*AAA
*(X(4) -X(10) ) ) / (X(5) *CPLAM) ) -
((AAA*(NCD*DELHR-
NH*DELHV) ) / (X(5) *CPLAM) ) ;

```

- Iterasi suhu gas keluar

Dilakukan *trial* suhu gas keluar berdasarkan nilai errornya.

errorT < toleransi

Penulisan trial suhu gas keluar didalam MATLAB®

```

TGANS=T(n,1) ;
errorT=abs ( (TGANS-TGIN) /TGIN) ;
if TGANS>TGIN
TG=TG-0.001;
else
TG=TG+0.001;
End

```

- Iterasi konsentrasi gas keluar
Dilakukan *trial* konsentrasi gas keluar berdasarkan nilai errornya.
errorX < toleransi
Penulisan *trial* konsentrasi gas CO₂ keluar didalam MATLAB®

```
YCDANS=CG (n,1) ;
errorX=abs ( (YCDANS-YCDIN) /YCDIN) ;
if YCDANS>YCDIN
YCDOUT=YCDOUT-0.001;
YHOUT=1-YCDOUT;
else
YCDOUT=YCDOUT+0.001;
YHOUT=1-YCDOUT;
end
```
- Iterasi konsentrasi molar gas keluar berdasarkan Q
reboiler
Dilakukan *trial* konsentrasi molar gas masuk berdasarkan nilai errornya.
errorG < toleransi
Penulisan *trial* konsentrasi molar gas keluar didalam MATLAB®

```
FGANS=X (n,1) ;
errorG=abs ( (FGANS-FG) /FG) ;
if FGANS>FG
FGA=FGA-0.001;
else
FGA=FGA+0.001;
end
```
- Iterasi *reflux* H₂O dari kondensor berdasarkan neraca massa molar *liquid*
BLCM < toleransi
Penulisan iterasi *reflux* kondensor H₂O didalam MATLAB®

```
while BLCM>10^-5
```


“Penyelesaian Fungsi ODE 45”

BLCM=(X(1,1)+X(n,5))-(X(n,1)+X(1,5));

End

- Perhitungan kondensor

Tekanan parsial H₂O dalam atm

$$P_{H_2O^p} = 10^{\left(A - \frac{B}{(T_K - 273,15) + C}\right)}$$

Karena sistem biner maka dianggap ideal dan hanya H₂O yang dihitung.

$$Y_{H_2O} = \frac{P_{H_2O^p}}{P}$$

APPENDIKS B

DATA HASIL SIMULASI

Tabel B.1 Perbandingan data hasil eksperimen dan data simulasi

Suhu Input		Konsentrasi		Komponen		
Suhu Gas	Suhu Liquid	MDEA	Promotor	DEA	Glycine	PZ
Data Eksperimen						
	303.15			22.28%	39.34%	42.12%
353.15	318.15	0.1905	0.0476	27.55%	43.10%	46.45%
	333.15			31.33%	46.67%	49.80%
Data Simulasi						
	303.15			13.11%	29.26%	37.21%
	308.15			16.21%	32.55%	40.27%
	313.15			19.68%	35.89%	43.40%
353.15	318.15	0.1905	0.0476	23.50%	39.45%	46.56%
	323.15			27.63%	42.90%	49.61%
	328.15			32.04%	46.49%	52.70%
	333.15			36.47%	50.16%	55.90%

Tabel B.2 Pengaruh Suhu *Input Rich Solution*

Suhu <i>Input</i>		Konsentrasi		P	<i>Efisiensi</i>		
Suhu Gas	Suhu Liquid	MDEA	Promotor		DEA	<i>Glycine</i>	PZ
393.15	313.15	19.05%	4.76%	2	26.41%	42.48%	49.26%
	318.15				31.48%	45.99%	52.55%
	323.15				42.12%	56.48%	61.13%
	328.15				40.06%	53.24%	61.78%
	333.15				44.81%	57.06%	61.67%
	338.15				49.62%	60.27%	64.61%
	343.15				54.38%	64.00%	67.47%
	348.15				59.01%	67.17%	70.30%
	353.15				63.56%	70.76%	73.12%
	358.15				67.93%	74.08%	75.96%
	363.15				72.23%	77.32%	78.78%
	368.15				76.33%	80.62%	81.66%
	373.15				80.36%	83.92%	84.58%

Tabel B.3 Pengaruh Tekanan Kolom *Stripper*

<i>Suhu Input</i>		<i>Konsentrasi</i>		<i>P</i>	<i>Efisiensi</i>		
<i>Suhu Gas</i>	<i>Suhu Liquid</i>	<i>MDEA</i>	<i>Promotor</i>		<i>DEA</i>	<i>Glycine</i>	<i>PZ</i>
393.15	363.15	19.05%	4.76%	1.5	65.54%	72.08%	75.03%
				1.6	67.19%	73.38%	75.91%
				1.7	68.70%	74.46%	76.68%
				1.8	70.01%	75.46%	77.36%
				1.9	71.20%	76.33%	78.01%
				2	72.23%	77.32%	78.78%
				2.1	73.38%	78.06%	79.26%
				2.2	74.25%	78.63%	79.73%
				2.3	74.96%	79.17%	80.09%
				2.4	75.62%	79.69%	80.47%
				2.5	76.28%	80.09%	80.78%

Tabel B.4 Pengaruh konsentrasi promotor

<i>Suhu Input</i>		<i>Konsentrasi</i>		<i>P</i>	<i>Efisiensi</i>		
<i>Suhu Gas</i>	<i>Suhu Liquid</i>	<i>MDEA</i>	<i>Promotor</i>		<i>DEA</i>	<i>Glycine</i>	<i>PZ</i>
393.15	363.15	19.05%	4.76%	2	72.45%	77.32%	78.78%
		19.09%	4.53%		72.35%	76.94%	78.57%
		19.14%	4.31%		72.22%	76.71%	78.33%
		19.18%	4.08%		72.09%	76.67%	78.09%
		19.23%	3.85%		71.95%	76.47%	77.84%
		19.28%	3.61%		71.81%	76.21%	77.55%
		19.32%	3.38%		71.68%	75.97%	77.28%
		19.37%	3.15%		71.54%	75.70%	76.97%
		19.42%	2.91%		71.40%	75.40%	76.64%
		19.51%	2.44%		71.06%	74.77%	75.94%
		19.61%	1.96%		70.47%	73.82%	74.88%
		19.70%	1.48%		70.20%	73.06%	73.91%
		19.80%	0.99%		69.90%	72.07%	72.71%

Tabel B.5 Distribusi Molar *Gas* dan *Liquid*

<i>Z</i>	<i>Gas</i>	<i>Liquid</i>	<i>Z</i>	<i>Gas</i>	<i>Liquid</i>
0	2.5868	5.6407	0.7384	2.7305	5.7844
0.0042	2.5875	5.6414	0.7759	2.7376	5.7916
0.0084	2.5882	5.6421	0.8134	2.7447	5.7986
0.0126	2.5889	5.6428	0.8509	2.7518	5.8057
0.0168	2.5896	5.6435	0.8884	2.7589	5.8128
0.0379	2.5933	5.6473	0.9259	2.7659	5.8198
0.0589	2.5972	5.6511	0.9634	2.7730	5.8269
0.0799	2.6012	5.6551	1.0009	2.7800	5.8339
0.1009	2.6052	5.6591	1.0384	2.7871	5.8410
0.1384	2.6125	5.6664	1.0759	2.7943	5.8482
0.1759	2.6199	5.6738	1.1134	2.8015	5.8554
0.2134	2.6274	5.6813	1.1509	2.8089	5.8628
0.2509	2.6349	5.6888	1.1884	2.8164	5.8703
0.2884	2.6424	5.6963	1.2259	2.8241	5.8780
0.3259	2.6499	5.7038	1.2634	2.8320	5.8859
0.3634	2.6574	5.7113	1.3009	2.8402	5.8941
0.4009	2.6648	5.7187	1.3384	2.8488	5.9027
0.4384	2.6723	5.7262	1.3759	2.8578	5.9117
0.4759	2.6797	5.7336	1.4134	2.8674	5.9213
0.5134	2.6871	5.7410	1.4509	2.8776	5.9315
0.5509	2.6944	5.7483	1.4632	2.8811	5.9350
0.5884	2.7017	5.7556	1.4755	2.8846	5.9385
0.6259	2.7090	5.7629	1.4877	2.8883	5.9422
0.6634	2.7162	5.7701	1.5000	2.8920	5.9459
0.7009	2.7234	5.7773			

Tabel B.6 Distribusi Suhu Gas dan *Liquid*

Z	Suhu Gas	Suhu Liquid	Z	Suhu Gas	Suhu Liquid
0	349.5990	363.1500	0.7384	368.8798	370.2278
0.0042	349.6859	363.1440	0.7759	369.8944	370.5593
0.0084	349.7744	363.1421	0.8134	370.9122	370.8860
0.0126	349.8643	363.1437	0.8509	371.9342	371.2093
0.0168	349.9555	363.1486	0.8884	372.9615	371.5311
0.0379	350.4277	363.2124	0.9259	373.9957	371.8531
0.0589	350.9208	363.3264	0.9634	375.0384	372.1775
0.0799	351.4287	363.4750	1.0009	376.0919	372.5069
0.1009	351.9475	363.6478	1.0384	377.1586	372.8439
0.1384	352.8928	363.9982	1.0759	378.2416	373.1918
0.1759	353.8567	364.3845	1.1134	379.3448	373.5545
0.2134	354.8335	364.7918	1.1509	380.4724	373.9360
0.2509	355.8193	365.2098	1.1884	381.6299	374.3413
0.2884	356.8114	365.6324	1.2259	382.8234	374.7762
0.3259	357.8083	366.0550	1.2634	384.0605	375.2472
0.3634	358.8084	366.4745	1.3009	385.3500	375.7617
0.4009	359.8108	366.8882	1.3384	386.7016	376.3280
0.4384	360.8149	367.2947	1.3759	388.1273	376.9560
0.4759	361.8201	367.6928	1.4134	389.6400	377.6564
0.5134	362.8261	368.0819	1.4509	391.2536	378.4400
0.5509	363.8328	368.4616	1.4632	391.8056	378.7161
0.5884	364.8401	368.8320	1.4755	392.3704	379.0028
0.6259	365.8482	369.1932	1.4877	392.9486	379.3004
0.6634	366.8573	369.5457	1.5000	393.5406	379.6091
0.7009	367.8676	369.8903			

Tabel B.7 Distribusi Konsentrasi Gas

Z	CO₂	H₂O	Z	CO₂	H₂O
0	0.1397	2.4471	0.7384	0.0733	2.6572
0.0042	0.1392	2.4483	0.7759	0.0699	2.6677
0.0084	0.1387	2.4495	0.8134	0.0665	2.6782
0.0126	0.1382	2.4507	0.8509	0.0631	2.6887
0.0168	0.1377	2.4519	0.8884	0.0597	2.6992
0.0379	0.1354	2.4579	0.9259	0.0562	2.7097
0.0589	0.1333	2.4639	0.9634	0.0528	2.7201
0.0799	0.1313	2.4699	1.0009	0.0494	2.7306
0.1009	0.1293	2.4759	1.0384	0.0460	2.7411
0.1384	0.1259	2.4866	1.0759	0.0427	2.7516
0.1759	0.1226	2.4973	1.1134	0.0393	2.7622
0.2134	0.1193	2.5080	1.1509	0.0360	2.7729
0.2509	0.1161	2.5188	1.1884	0.0326	2.7838
0.2884	0.1129	2.5295	1.2259	0.0293	2.7948
0.3259	0.1097	2.5402	1.2634	0.0260	2.8060
0.3634	0.1065	2.5509	1.3009	0.0227	2.8175
0.4009	0.1032	2.5616	1.3384	0.0194	2.8294
0.4384	0.1000	2.5723	1.3759	0.0162	2.8417
0.4759	0.0967	2.5830	1.4134	0.0129	2.8545
0.5134	0.0934	2.5936	1.4509	0.0096	2.8680
0.5509	0.0901	2.6043	1.4632	0.0085	2.8725
0.5884	0.0868	2.6149	1.4755	0.0074	2.8772
0.6259	0.0835	2.6255	1.4877	0.0064	2.8819
0.6634	0.0801	2.6361	1.5000	0.0053	2.886
0.7009	0.0767	2.6467			

Tabel B.8 Distribusi konsentrasi *liquid* pada *packed column*

Z	MDEA	MDEAH⁺	HCO₃⁻	H₂O	Prom
0	0.0102	0.1934	0.1934	5.1832	0.0604
0.0042	0.0107	0.1929	0.1929	5.1844	0.0604
0.0084	0.0112	0.1924	0.1924	5.1856	0.0604
0.0126	0.0117	0.1918	0.1918	5.1868	0.0605
0.0168	0.0121	0.1913	0.1913	5.1880	0.0605
0.0379	0.0144	0.1889	0.1889	5.1940	0.0605
0.0589	0.0166	0.1866	0.1866	5.2000	0.0605
0.0799	0.0186	0.1844	0.1844	5.2060	0.0606
0.1009	0.0206	0.1823	0.1823	5.2121	0.0606
0.1384	0.0240	0.1787	0.1787	5.2228	0.0607
0.1759	0.0273	0.1752	0.1752	5.2335	0.0608
0.2134	0.0305	0.1717	0.1717	5.2442	0.0609
0.2509	0.0338	0.1683	0.1683	5.2549	0.0609
0.2884	0.0370	0.1649	0.1649	5.2656	0.0610
0.3259	0.0402	0.1615	0.1615	5.2763	0.0611
0.3634	0.0434	0.1581	0.1581	5.2870	0.0612
0.4009	0.0466	0.1547	0.1547	5.2977	0.0613
0.4384	0.0499	0.1513	0.1513	5.3084	0.0613
0.4759	0.0531	0.1479	0.1479	5.3191	0.0614
0.5134	0.0564	0.1444	0.1444	5.3298	0.0615
0.5509	0.0597	0.1410	0.1410	5.3404	0.0616
0.5884	0.0631	0.1375	0.1375	5.3510	0.0617
0.6259	0.0664	0.1340	0.1340	5.3617	0.0617
0.6634	0.0698	0.1304	0.1304	5.3722	0.0618
0.7009	0.0732	0.1269	0.1269	5.3828	0.0619
0.7384	0.0766	0.1234	0.1234	5.3934	0.0620

Tabel B.8 Distribusi konsentrasi *liquid* pada *packed column*
(*lanjutan*)

Z	MDEA	MDEAH⁺	HCO₃⁻	H₂O	Prom
0.7759	0.0800	0.1198	0.1198	5.4039	0.0620
0.8134	0.0834	0.1163	0.1163	5.4144	0.0621
0.8509	0.0868	0.1127	0.1127	5.4249	0.0622
0.8884	0.0902	0.1092	0.1092	5.4353	0.0623
0.9259	0.0936	0.1056	0.1056	5.4458	0.0623
0.9634	0.0970	0.1021	0.1021	5.4563	0.0624
1.0009	0.1004	0.0986	0.0986	5.4667	0.0625
1.0384	0.1038	0.0951	0.0951	5.4772	0.0626
1.0759	0.1072	0.0916	0.0916	5.4878	0.0627
1.1134	0.1106	0.0881	0.0881	5.4984	0.0627
1.1509	0.1139	0.0847	0.0847	5.5091	0.0628
1.1884	0.1172	0.0813	0.0813	5.5199	0.0629
1.2259	0.1206	0.0778	0.0778	5.5309	0.0630
1.2634	0.1239	0.0745	0.0745	5.5421	0.0631
1.3009	0.1271	0.0711	0.0711	5.5536	0.0631
1.3384	0.1304	0.0677	0.0677	5.5655	0.0632
1.3759	0.1337	0.0644	0.0644	5.5778	0.0633
1.4134	0.1370	0.0610	0.0610	5.5906	0.0634
1.4509	0.1403	0.0577	0.0577	5.6041	0.0635
1.4632	0.1413	0.0566	0.0566	5.6087	0.0636
1.4755	0.1424	0.0555	0.0555	5.6133	0.0636
1.4877	0.1435	0.0544	0.0544	5.6180	0.0637
1.5000	0.1446	0.0533	0.0533	5.6229	0.0637

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

APPENDIKS C LISTING PROGRAM MATLAB® R2015a

1. Gambaran Program dengan GUI

2. Listingan fungsi [fungsi_des2.m]

```
function dx=funksi_des2(z, X)
dx=zeros(15,1);
%Daftar Notasi
%CD=Carbon Dioksida
%N=Nitrogen
%M=MDEA
%MH=MDEAH+
%D=DEA
%GY=Glycine
%P=Piperazine
%H=H2O
%HC=HCO3-
PR=X(15);

%BM Gas
MWCD=44;%molecular weight CO2 (kg/kmol)
%BM Liquid
```

```

MWM=119.16;%molecular weight MDEA (kg/kmol)
MWMH=120.16;%molecular weight MDEAH+ (kg/kmol)
if PR==1
MWD=105.14;%molecular weight DEA (kg/kmol)
else
    if PR==2
        MWD=75.07;%molecular weight Glycine (kg/kmol)
    else
        MWD=86.14;%molecular weight PZ (kg/kmol)
    end
end
MWH=18;%molecular weight H2O (kg/kmol)
MWHC=61.02;%molecular weight HCO3- (kg/kmol)

%KONDISI AWAL OPERASI
%Fraksi mol Liquid masuk
XMIN=X(6);%MDEA masuk (kmol/kmol)
XMHIN=X(7);%MDEAH+ masuk (kmol/kmol)
XDIN=X(11);%DEA masuk (kmol/kmol)
XHCIN=X(8);%HCO3- masuk (kmol/kmol)
XHIN=X(9);%H2O masuk (kmol/kmol)
%Fraksi massa liquid masuk
XMINA=(XMIN*MWM)/(XMIN*MWM+XMHIN*MWMH+XHCIN*MWHC+XHIN*MWH+XDIN*MWD);
XMHINA=(XMHIN*MWMH)/(XMIN*MWM+XMHIN*MWMH+XHCIN*MWHC+XHIN*MWH+XDIN*MWD);
XHCINA=(XHCIN*MWHC)/(XMIN*MWM+XMHIN*MWMH+XHCIN*MWHC+XHIN*MWH+XDIN*MWD);
XDINA=(XDIN*MWD)/(XMIN*MWM+XMHIN*MWMH+XHCIN*MWHC+XHIN*MWH+XDIN*MWD);
XHINA=(XHIN*MWH)/(XMIN*MWM+XMHIN*MWMH+XHCIN*MWHC+XHIN*MWH+XDIN*MWD);
%BM liquid campuran (kg/kmol)
MWLA=XMINA*MWM+XMHINA*MWMH+XDINA*MWD+XHCINA*MWHC+XHINA*MWH;

%~~~~~Trial Condition Gas out~~~~~
%Fraksi mol gas keluar
YCDOUT=X(2);%CO2 (kmol/kmol)
YHOUT=X(3);%H2O (kmol/kmol)
%Fraksi massa Gas Masuk (kg/kg)
YCD=(YCDOUT*MWCD)/(YCDOUT*MWCD+YHOUT*MWH);%CO2
YH=(YHOUT*MWH)/(YCDOUT*MWCD+YHOUT*MWH);%H2O
%BM Gas Campuran(kg/kmol)

```

```

MWGA=YH*MWH+YCD*MWCD;

%Data Cp tiap komponen
%gas (J/kg.K)
CPCD=((5.457+(1.045*10^-3)*X(4))+(-
1.157*10^5)*(X(4)^-2))*8.314/MWCD)*1000;%CO2
CPHG=((3.47+(1.45*10^-3)*X(4)+(0.121*10^5)*(X(4)^-
2))*8.314/MWH)*1000;%H2O gas
CPGA=(CPCD*YCD+CPHG*YH);%gas campuran (J/kg.K)
CPGAM=CPGA*MWGA;%gas campuran dalam mol (J/kmol.K)
%liquid (J/kg.K)
CPM=(0.0013*X(10)+0.5145)*4186.8;%MDEA
if PR==1
CPD=(0.0014*X(10)+0.5671)*4186.8;%DEA
else
    if PR==2
        CPD=(-36.029+0.6024*X(10)+(-6.907*10^-
4)*X(10)^2+(2.979*10^-
7)*X(10)^3)*1000/MWD;%Glycine
    else
        CPD=(-38.45+0.5056*X(10)+(-2.09*10^-
4)*X(10)^2+(8.4*10^-9)*X(10)^3)*1000/MWD;%PZ
    end
end
CPHC=(-13.61+0.2714*X(10)+(-
0.0003363)*X(10)^2+(1.69*10^-
7)*X(10)^3)*1000/MWHC;%HCO3-
CPMH=(-0.386+0.7*X(10)+(-0.0004432*10^-
4)*X(10)^2+(1.18*10^-7)*X(10)^3)*1000/MWMH;%MDEAH+
CPHL=((3.47+(1.45*10^-
3)*X(10)+(0.121*10^5)*(X(10)^-
2))*8.314/MWH)*1000;%H2O liquid
CPLA=(XMINA*CPM+XMHINA*CPMH+XDINA*CPD+XHCINA*CPHC+
XHINA*CPHL);%liquid campuran (J/kg.K)
CPLAM=CPLA*MWLA;%liquid campuran (J/kmol.K)
LMD=-0.0025*X(4)^2-0.8295*X(4)+2912.1;%lamda air
(kJ/kg)

%Tekanan kolom
PT=X(12);%(atm)

%DETAIL KOLOM
DKA=X(13);%diameter kolom(m)
DPA=X(14);%ukuran packing(m)

```

```

APA=(224750*DPA^2+(-21240*DPA)+594.25); %luas
spesifik packing(at) (m2/m3)
AKA=0.25*(22/7)*(DKA^2);%luas penampang tower(m2)

%Rate masuk
L=X(5)*AKA*MWLA;
G=X(1)*AKA*MWGA;%rate gas (kg/s)

%Suhu
TG=X(4);%suhu gas
TL=X(10);%suhu liquid
TT=(TG+(L*CPLA*TL/(G*CPGA)))/(1+(L*CPLA/(G*CPGA)))
;%suhu kolom(K)

%ALIRAN LIQUIDA
%Densitas liquid
RHOLM=(((-0.7611*TL)+1264.4);%densitas cairan MDEA
(kg/m3)
RHOLMH=(((-0.0009*(TL-
273.15))+1.1006)*1000;%densitas cairan MDEAH+
(kg/m3)
if PR==1
RHOLD=(((-0.0009*(TL-
273.15))+1.1526)*1000;%densitas cairan DEA (kg/m3)
else
    if PR==2
        RHOLD=(((-0.0013*(TL-
273.15))+1.2559)*1000;%densitas cairan Glycine
(kg/m3)
    else
        RHOLD=(((-0.0008*(TL-
273.15))+0.9252)*1000;%densitas cairan PZ (kg/m3)
    end
end
RHOLHC=(((-0.0035*TL)+1.9045)*1000;%densitas cairan
HCO3- (kg/m3)
RHOLH=(((-4*10^-6*(TL-273.15)^2)-(7*10^-5*(TL-
273.15))+1.0005)*1000;%densitas cairan H2O (kg/m3)
RHOL=(XMINA*RHOLM+XMHINA*RHOLMH+XDINA*RHOLD+XHCINA
*RHOLHC+XHINA*RHOLH);%densitas liq campuran
(kg/m3)
RHOLM=RHOL/MWLA;%Molar density cairan (kmol/m3)

GMOL=(X(1)*AKA);%rate molar dry gas(kmol/s)

```

```

FG=X(1);%Rate gas persatuan luas (kmol/s m2)
LMOL=(X(5)*AKA);%rate molar liquid (kmol/s)
FL=X(5);%Rate gas persatuan luas (kmol/s m2)
SVL=L/(AKA*RHOL);%kecepatan superfisial liquid
tower (m/s)

%Konsentrasi mol masuk
CMIN=XMIN*RHOLM;%konsentrasi MDEA masuk (kmol/m3)
CMHIN=XMHIN*RHOLM;%konsentrasi MDEAH+ masuk
(kmol/m3)
CDIN=XDIN*RHOLM;%konsentrasi DEA masuk (kmol/m3)
CHCIN=XHCIN*RHOLM;%konsentrasi HCO3- masuk
(kmol/m3)
CHIN=XHIN*RHOLM;%konsentrasi H2O masuk (kmol/m3)

%Liquid dan gas total
GT=GMOL;
LT=LMOL*(XMIN+XMHIN+XHCIN+XDIN+XHIN);

%Ratio Liquid/Gas
RM=LT/GT;

%KECEPATAN REAKSI BERDASARKAN SUHU
KMH=exp(-9.4165-(4234.98/TT));%konstanta
kesetimbangan reaksi MDEAH+
KHC=10^((-3404.7/TT)+14.843-0.03279*TT);%konstanta
kesetimbangan reaksi HCO3- & H+ (kmol/m3)
KW=(exp(39.555-
((9.879*10^4)/TT)+((5.6883*10^7)/(TT^2))-
((1.4645*10^10)/(TT^3))+((1.3615*10^12)/(TT^4))))^
0.5;%konstanta kesetimbangan H2O (kmol/m3)
KOH=10^(13.635-(2895/TT));%konstanta kecepatan
reaksi OH- (m3/kmol.s)
if PR==1
KD=2.5715*10^6*exp(-1665.8/TT);%konstanta
kecepatan reaksi DEA(m3/kmol.s)
else
    if PR==2
        KD=5.3409*10^13*exp(-3251.9/TT);%konstanta
kecepatan reaksi glycin(m3/kmol.s)
    else
        KD=exp(11.53+(4345.4/TT));%konstanta kecepatan
reaksi PZ(m3/kmol.s)
    end
end

```



```

end

%ALIRAN GAS
R=82.057*10^-3;%konstanta gas dalam (m3 atm/kmol
K)
RHOG=MWGA*PT/(R*TG);%densitas gas kolom (kg/m3)
SVG=G/(AKA*RHOG);%kecepatan superficial gas kolom
(m/s)
RHOGM=RHOG/MWGA;%Molar density gas (kmol/m3)

%KONSTANTA HENRY
%He298
HEOCD=(3.1*10^-4)*1.01325;%CO2 (kmol/m3.atm)
%Fenomena Pelarutan
FPCD=2900;%CO2 (K)
%He pada suhu T
HEOTCD=(1/(HEOCD*exp(FPCD*(1/TT-1/298.15))));%CO2
(kmol/m3.atm)
%hG298
HGOCD=-17.2*10^-3;%CO2 (m3/kmol)
%hT298
HTCD=-0.338*10^-3;%CO2 (m3/kmol.K)
%hG pada suhu T
HGCD=HGOCD+HTCD*(TT-298.15);%CO2 (m3/kmol)
%h- dan h+ ion
if PR==1
HPLUSD=0.043;%DEACOO- (m3/kmol)
else
if PR==2
HPLUSD=0.043;%GLYCOO- (m3/kmol)
else
HPLUSD=0.043;%PZCOO- (m3/kmol)
end
end
HPLUSMH=0.041;%MDEAH+ (m3/kmol)
HMINHC=0.0967;%HCO3- (m3/kmol)
%nilai koefisien ionik I
I=0.5*(1*XMHIN*1^2)+(1*XHCIN*1^2));
%hI
HICD=(HPLUSMH+HGCD+HMINHC+HPLUSD)*I;%MDEA untuk
CO2 (m3/kmol)
%He sistem
HECD=HEOTCD*10^(HICD);%CO2 (atm.m3/kmol)

```

```

%MENGHITUNG DIFFUSIFITAS GAS KE LIQUID
%molecular volume liquid
VLM=152.5*10^-3;%MDEA (m3/kmol)
if PR==1
VLD=128.5*10^-3;%DEA (m3/kmol)
else
    if PR==2
        VLD=76.7*10^-3;%Glycine (m3/kmol)
    else
        VLD=97.8*10^-3;%PZ (m3/kmol)
    end
end
VLCD=34*10^-3; %CO2 (m3/kmol)
%factor asosiasi
PHI=2.6;
%viskositas h2o
MUHCP=(0.003393*exp(1693.86/TL));%H2O (cP)
MUH=MUHCP/1000;%H2O(Pa.s atau kg/m.s)
%Diffusivitas liquid
DML=(1.173*10^-
16)*TL*(PHI*MWH)^0.5/(MUH*VLM^0.6);%MDEA (m2/s)
DDL=(1.173*10^-
16)*TL*(PHI*MWH)^0.5/(MUH*VLD^0.6);%DEA (m2/s)
DCDL=(1.173*10^-
16)*TL*(PHI*MWH)^0.5/(MUH*VLCD^0.6);%CO2 (m2/s)

%MENCARI KL (liquid)
GG=9.80;%percepatan gravitasi (m/s2)
SIGMAL=11;%tegangan permukaan fasa cair (N/m atau
kg/s2)
SIGMAR=0.99;%tegangan permukaan tereduksi (N/m
atau kg/s2)
NREL=FL/(MUH*APA);%bilangan reynold (tidak
berdimensi)
FRL=(APA*FL^2)/(RHOL^2*GG);%bilangan froude (tidak
berdimensi)
WEL=(FL^2)/(RHOL*APA*SIGMAL);%bilangan weber
(tidak berdimensi)
AAA=APA*(1-exp(-
1.45*((SIGMAR/SIGMAL)^0.75)*(NREL^0.1)*(FRL^
0.05)*(WEL^0.2)));%area antar batas per unit
volume (m2/m3)
NRELA=FL/(MUH*AAA);%bilangan reynold kolom (tidak
berdimensi)

```

```

%Bilangan schmidt
NSCML=MUH/(RHOL*DML);%MDEA (tidak berdimensi)
NSCDL=MUH/(RHOL*DDL);%DEA (tidak berdimensi)
NSCCDL=MUH/(RHOL*DCDL);%CO2 (tidak berdimensi)
%NSCNL=MUH/(RHOL*DNL);%N2 (tidak berdimensi)
%Nilai kL
KLM=0.0051*NRELA^(2/3)*NSCML^(-
0.5)*(APA*DPA)^0.4*((MUH*GG)/RHOL)^(1/3);%MDEA
(m/s)
KLD=0.0051*NRELA^(2/3)*NSCDL^(-
0.5)*(APA*DPA)^0.4*((MUH*GG)/RHOL)^(1/3);%DEA
(m/s)
KLCD=0.0051*NRELA^(2/3)*NSCCDL^(-
0.5)*(APA*DPA)^0.4*((MUH*GG)/RHOL)^(1/3);%CO2
(m/s)

%MENCARI KG (gas)
%molecular volume gas
VGCD=26.9;%CO2 (m3/kmol)
VGH=12.7;%H2O (m3/kmol)
%viskositas gas
MUCDG=(-2*10^-
6*XHINA^2+0.005*XHINA+1.3702)/100000;%CO2 (Pa.s)
MUHG=(7*10^-
7*XHINA^2+0.0036*XHINA+0.8944)/100000;%H2O (Pa.s)
%viskositas campuran gas
MUG=MUCDG*YCD+MUHG*YH;%viskositas gas (Pa.s)
%diffusivitas gas
DCDG=(1*(10^-
7)*XHIN^1.75*((1/MWCD+1/MWH)^0.5))/(PT*((VGCD^(1/3)
))+VGH^(1/3))^2);%difusifitas CO2 terhadap H2O
(m2/s)
DHG=(1*(10^-
7)*XHIN^1.75*((1/MWH+1/MWH)^0.5))/(PT*((VGH^(1/3)
))+VGH^(1/3))^2);%difusifitas H2 terhadap H2O (m2/s)
DCDGA=(1-YCD)/(YCD/DCDG+YH/DHG);%difusifitas CO2
terhadap campuran gas (m2/s)
%bilangan tak berdimensi
NREG=FG/(MUG*AAA);%bilangan reynold fase gas
(tidak berdimensi)
NSCG=MUG/(RHOG*DCDGA);%bilangan schmidt(tidak
berdimensi)
%mass transfer coefficient gas

```

```

KGCD=(2/(R*XHIN))*NREG^0.7*NSCG^(1/3)*(APA*DPA)^-
2*(APA*DCDG);%koefisien perpindahan massa gas CO2
(kmol/m2.s.atm)
KGH=(2/(R*XHIN))*NREG^0.7*NSCG^(1/3)*(APA*DPA)^-
2*(APA*DHG);%koefisien perpindahan massa gas H2O
(kmol/m2.s.atm)
KG=(2/(R*XHIN))*NREG^0.7*NSCG^(1/3)*(APA*DPA)^-
2*(APA*DCDGA);%mass transfer coeff (kmol/m2.s.atm)

%HTU
%HTUCD=SVL/(KLCD*AAA);%Height of a transfer unit
CO2 (m)
%HTUD=SVL/(KLD*AAA);%Height of a transfer unit DEA
(m)
%HTM=SVL/(KLM*AAA);%Height of a transfer unit MDEA
(m)

%KOMPONEN DILIQUID
%Konsentrasi
CCDE=(KMH*CHCIN*CMHIN)/(KHC*CMIN);%Konsentrasi
equilibrium CO2 (kmol/m3)
COH=(KW*CHCIN)/(KHC*CCDE);%Konsentrasi OH
(kmol/m3)
%konstanta
E=(DCDL*(KOH*COH+KD*CDIN)/KLCD^2)^0.5;%Enhancement
Factor
H=(10^(-4.3856+(867.4932/TL))*0.025);%Konstanta H
XC=(0.691*XMHIN)/(XMIN+0.691*XMHIN);%konstanta XC
C=(1.2014+(0.2857/XC)-(0.0537/XC^2));%konstanta C
%Delta H
DHFCD=-3.9351*10^8;%CO2 (J/kmol)
DHFH=-2.8583*10^8;%H2O (J/kmol)
DHFM=-3.8*10^8;%MDEA (J/kmol)
DHFMH=-5.1422*10^8;%MDEAH+ (J/kmol)
DHFHC=-6.9199*10^8;%HCO3-
DELHR=(DHFCD+DHFH+DHFM)-(DHFMH+DHFHC);%DeltaH
reaksi CO2 (J/kmol)
DELHV=LMD*MWH*1000;%DeltaH penguapan H2O (J/kmol)
%Konduktivitas Termal
KTCD=(3.69*XHCIN^(-
0.3838))/(1+964/XHCIN+1860000/(XHCIN^2));%CO2
(W/m.K)
KTH=(0.002653*XHIN^0.7452)/(1+12/XHIN);%H2O
(W/m.K)

```

```

KT=(KTCD*YCD+KTH*YH);%gas campuran (W/m.K)
HGA=KG*R*XHIN*RHOG*CPGA*(NSCG^(2/3))*((KT/(RHOG*CPGA*DCDGA)^(2/3)));%Koeffisien perpindahan panas (W/m2.K)
%Konsentrasi interface
CCDI=(KGCD*YCDOUT*PT+KLCD*E*CCDE)/(KLCD*E+KGCD*HECD);%konsentrasi interface CO2 (kmol/m3)
%Tekanan Parsial
PCDI=CCDI*HECD;%CO2 di interface
PCDE=CCDE*HECD;%CO2 di equilibrium
PHE=YHOUT*PT;%H2O di equilibrium
%PHI=(exp(18.3036-3816.44/(-46.13+TL)))/760%H2O di interface
PHI=(10^(-(FL/(2.303*R)))*((1/TL)-2.45*10^-3)-1.672+C));%H2O di interface
%flux komponen
NH=KGH*(PHE-PHI);%flux H2O
NCD=((KGCD*KLCD*E*H)/(KGCD+KLCD*E*H))*(PCDE-PCDI);%flux CO2
%Model Matematis
dX(1)=(-NCD+NH)*AAA;%Molar velocity gas
dX(2)=((-NH*X(2)+NCD*(X(2)-1))*AAA)/X(1);%YCO2
dX(3)=((NH*(1-X(3))+NCD*X(3))*AAA)/X(1);%YH2O
dX(4)=(-AAA*(NCD-NH)*X(4)/X(1))-
(AAA*(NCD*CPCD*X(10)-
NH*CPHG*X(4))/(X(1)*CPGAM))+
(HGA*AAA*(X(4)-X(10))/(X(1)*CPGAM));%TG
dX(5)=(-NCD+NH)*AAA;%Molar velocity liquid
dX(6)=((-NH*X(6)+NCD*(1+X(6)))*AAA)/X(5);%XMDEA
dX(7)=((-NH*X(7)-NCD*(1+X(7)))*AAA)/X(5);%XMDEAH+
dX(8)=((-NH*X(8)-NCD*(1+X(8)))*AAA)/X(5);%XHCO3-
dX(9)=((NCD*X(9)+NH*(1-X(9)))*AAA)/X(5);%XH2O
dX(10)=((-AAA*(NCD-NH)*X(10))/X(5))-
((AAA*(NCD*CPCD*X(10)-
NH*CPHL*X(4)))/(X(5)*CPLAM))+
((HGA*AAA*(X(4)-X(10)))/(X(5)*CPLAM))-
((AAA*(NCD*DELHR-NH*DELHV))/(X(5)*CPLAM));%TL

```

3. Listingan algoritma [Utama.m]

```

clc;
clear;
%~~~~~Input Section~~~~~
TL=input('Masukan Suhu Liquid Masuk(K) = ');

```

```

TGIN=input('Masukan Suhu Gas Masuk(K) = ');
PT=input('Masukan Tekanan Operasi(atm) = ');
WMIN1=input('Masukan nilai fraksi massa awal MDEA
= ');%fraksi massa MDEA masuk(kg/kg)
WDIN1=input('Masukan nilai fraksi massa awal DEA =
');%fraksi massa DEA masuk(kg/kg)
L1=input('Masukan nilai flowrate Liquid(kg/jam) =
');
TK=input('Masukan Suhu Kondensor(K) = ');%Suhu
kondensor
Q=input('Masukan Energi Reboiler(K) = ');%Energi
Reboiler
ZTA=input('Masukan Tinggi Kolom(m) = ');%Tinggi
kolom
DKA=input('Masukan Diameter Kolom(m) =
');%Diameter kolom
DPA=input('Masukan Diameter Packing(m) =
');%Diameter Packing
disp('==Jenis Promotor yang Digunakan=');
disp(' 1. Diethanolamine');
disp(' 2. Glycine');
disp(' 3. Piperazine');
disp('=====');
PR=input('Masukkan Jenis Promotor(1,2,3) =
');%Jenis promotor
clc;

%Default condition input
WHIN1=1-(WMIN1+WDIN1);%fraksi volume H2O
TG=TL+10;%Suhu gas keluar (K)
YCDIN=0.001;%fraksi CO2 masuk actual
CON=0.72;%persen konversi

tic
%~~~~~Cek Jenis Promotor~~~~~
while PR>3
    PR=input('PR=');
    while PR<=0
        PR=input('PR=');
    end
end
BLCM=1;%syarat looping kondensor
MHR=0;%recycle masuk pertama kali
ite1=0;%iterasi ODE

```

```

ite2=0;%iterasi kondenser
disp('Mulai menghitung mohon tunggu sebentar')
while BLCM>10^-5
L=(L1/3600)+MHR;% (kg/s)
WMIN2=WMIN1*1.04;%konversi fraksi volume ke massa
WDIN2=WDIN1*1.09;%konversi fraksi volume ke massa
%~~~~~Initial Condition Liquid~~~~~
%BM KOMPONEN
%BM Gas
MWCD=44;%molecular weight CO2 (kg/kmol)
%BM Liquid
MWM=119.16;%molecular weight MDEA (kg/kmol)
MWMH=120.16;%molecular weight MDEAH+ (kg/kmol)
if PR==1
    MWD=105.14;%molecular weight DEA (kg/kmol)
else
    if PR==2
        MWD=75.07;%molecular weight Glycine (kg/kmol)
    else
        MWD=86.14;%molecular weight PZ (kg/kmol)
    end
end
end
MWH=18;%molecular weight H2O (kg/kmol)
MWHC=61.02;%molecular weight HCO3- (kg/kmol)

%KONDISI AWAL OPERASI
%mol liquid masuk (konversi fraksi)
WMIN=(WMIN2/MWM)-CON*(WMIN2/MWM);%mol MDEA sisa
(kmol)
WMHIN=CON*(WMIN2/MWM);%mol MDEAH+ terbentuk (kmol)
WHCIN=CON*(WMIN2/MWM);%mol HCO3- terbentuk (kmol)
WHIN=(WHIN1/MWH)-(CON*(WMIN/MWM));%mol H2O sisa
(kmol)
WDIN=WDIN2/MWD;%mol DEA masuk (kmol)
%Fraksi mol Liquid masuk
XMIN=(WMIN)/(WMIN+WMHIN+WDIN+WHCIN+WHIN);%MDEA
masuk (kmol/kmol)
XMHIN=(WMHIN)/(WMIN+WMHIN+WDIN+WHCIN+WHIN);%MDEAH+
masuk (kmol/kmol)
XDIN=(WDIN)/(WMIN+WMHIN+WDIN+WHCIN+WHIN);%DEA
masuk (kmol/kmol)
XHCIN=(WHCIN)/(WMIN+WMHIN+WDIN+WHCIN+WHIN);%HCO3-
masuk (kmol/kmol)

```

```

XHIN=(WHIN)/(WMIN+WMHIN+WDIN+WHCIN+WHIN); %H2O
masuk (kmol/kmol)
%Fraksi massa liquid masuk
XMINA=(WMIN*MWM)/(WMIN*MWM+WMHIN*MWMH+WHCIN*MWHC+WHIN*MWH+WDIN*MWD);
XMHINA=(WMHIN*MWMH)/(WMIN*MWM+WMHIN*MWMH+WHCIN*MWHC+WHIN*MWH+WDIN*MWD);
XHCINA=(WHCIN*MWHC)/(WMIN*MWM+WMHIN*MWMH+WHCIN*MWHC+WHIN*MWH+WDIN*MWD);
XDINA=(WDIN*MWD)/(WMIN*MWM+WMHIN*MWMH+WHCIN*MWHC+WHIN*MWH+WDIN*MWD);
XHINA=(WHIN*MWH)/(WMIN*MWM+WMHIN*MWMH+WHCIN*MWHC+WHIN*MWH+WDIN*MWD);
%BM liquid campuran (kg/kmol)
MWLA=XMINA*MWM+XMHINA*MWMH+XDINA*MWD+XHCINA*MWHC+XHINA*MWH;

```

```

%~~~~~Trial Condition Gas out~~~~~
%Fraksi mol gas keluar
YCDOUT=YCDIN;%CO2 (kmol/kmol)
YHOUT=1-YCDOUT;%H2O (kmol/kmol)
%Fraksi massa Gas Masuk (kg/kg)
YCD=(YCDOUT*MWCD)/(YCDOUT*MWCD+YHOUT*MWH); %CO2
YH=(YHOUT*MWH)/(YCDOUT*MWCD+YHOUT*MWH); %H2O
%BM Gas Campuran(kg/kmol)
MWGA=YH*MWH+YCD*MWCD;

```

```

%DATA CP KOMPONEN
%gas (J/kg.K)
CPCD=((5.457+(1.045*10^-3)*TG+(-1.157*10^5)*(TG^-2))*8.314/MWCD)*1000;%CO2
CPHG=((3.47+(1.45*10^-3)*TG+(0.121*10^5)*(TG^-2))*8.314/MWH)*1000;%H2O gas
CPGA=(CPCD*YCD+CPHG*YH); %gas campuran (J/kg.K)
CPGAM=CPGA*MWGA;%gas campuran dalam mol (J/kmol.K)
%liquid (J/kg.K)
CPM=(0.0013*TL+0.5145)*4186.8;%MDEA
if PR==1
CPD=(0.0014*TL+0.5671)*4186.8;%DEA
else
    if PR==2
        CPD=(-36.029+0.6024*TL+(-6.907*10^-4)*TL^2+(2.979*10^-7)*TL^3)*1000/MWD;%Glycine
    else

```



```

        CPD=(-38.45+0.5056*TL+(-2.09*10^-
4)*TL^2+(8.4*10^-9)*TL^3)*1000/MWD;%PZ
    end
end
CPHC=(-13.61+0.2714*TL+(-
0.0003363)*TL^2+(1.69*10^-
7)*TL^3)*1000/MWHC;%HCO3-
CPMH=(-0.386+0.7*TL+(-0.0004432*10^-
4)*TL^2+(1.18*10^-7)*TL^3)*1000/MWMH;%MDEAH+
CPHL=((3.47+(1.45*10^-3)*TL+(0.121*10^5)*(TL^-
2))*8.314/MWH)*1000;%H2O liquid
CPLA=(XMLINA*CPM+XMHINA*CPMH+XDINA*CPD+XHCINA*CPHC+
XHINA*CPHL);%liquid campuran (J/kg.K)
CPLAM=CPLA*MWLA;%liquid campuran (J/kmol.K)
LMD=-0.0025*TG^2-0.8295*TG+2912.1;%lamda air
(kJ/kg)

%DETAIL KOLOM
%ZTA=1.5;%tinggi kolom(m)
%DKA=0.09;%diameter kolom(m)
%DPA=0.008;%ukuran packing (m)
APA=(224750*DPA^2+(-21240*DPA)+594.25); %luas
spesifik packing(at) (m2/m3)
AKA=0.25*(22/7)*(DKA^2);%luas penampang tower(m2)

%Rate masuk
G=Q/LMD;%rate gas dari reboiler (kg/s)

%Suhu kolom
TT=(TG+(L*CPLA*TL/(G*CPGA)))/(1+(L*CPLA/(G*CPGA)))
;%suhu kolom (K)

%ALIRAN LIQUID
%Densitas liquid
RHOLM=(((-0.7611*TL)+1264.4);%densitas cairan MDEA
(kg/m3)
RHOLMH=(((-0.0009*(TL-
273.15))+1.1006)*1000;%densitas cairan MDEAH+
(kg/m3)
if PR==1
RHOLD=(((-0.0009*(TL-
273.15))+1.1526)*1000;%densitas cairan DEA (kg/m3)
else
    if PR==2

```

```

        RHOLD=(((-0.0013*(TL-
273.15))+1.2559)*1000;%densitas cairan GLYCINE
(kg/m3)
        else
        RHOLD=(((-0.0008*(TL-
273.15))+0.9252)*1000;%densitas cairan PZ (kg/m3)
        end
end
RHOLHC=(((-0.0035*TL)+1.9045)*1000;%densitas cairan
HCO3- (kg/m3)
RHOLH=(((-4*10^-6*(TL-273.15)^2)-(7*10^-5*(TL-
273.15))+1.0005)*1000;%densitas cairan H2O (kg/m3)
RHOL=(XMINA*RHOLM+XMHINA*RHOLMH+XDINA*RHOLD+XHCINA
*RHOLHC+XHINA*RHOLH);%densitas liq campuran
(kg/m3)
RHOLM=RHOL/MWLA;%Molar density cairan (kmol/m3)

GMOL=(G/MWGA);%rate molar dry gas(kmol/s)
FG=GMOL/AKA;%Rate gas persatuan luas (kmol/s m2)
LMOL=(L/MWLA);%rate molar liquid (kmol/s)
FL=LMOL/AKA;%Rate liquid persatuan luas (kmol/s
m2)
SVL=L/(AKA*RHOL);%kecepatan superfisial liquid
tower (m/s)
FGA=FG;%trial rate gas persatuan luas (kmol/s m2)

%Konsentrasi mol masuk
CMIN=XMIN*RHOLM;%konsentrasi MDEA masuk (kmol/m3)
CMHIN=XMHIN*RHOLM;%konsentrasi MDEAH+ masuk
(kmol/m3)
CDIN=XDIN*RHOLM;%konsentrasi DEA masuk (kmol/m3)
CHCIN=XHCIN*RHOLM;%konsentrasi HCO3- masuk
(kmol/m3)
CHIN=XHIN*RHOLM;%konsentrasi H2O masuk (kmol/m3)

%Liquid dan gas total
GT=GMOL;
LT=LMOL*(XMIN+XMHIN+XHCIN+XDIN+XHIN);

%Ratio Liquid/Gas
RM=LT/GT;

%KECEPATAN REAKSI BERDASARKAN SUHU

```

```

KMH=exp(-9.4165-(4234.98/TT));%konstanta
kesetimbangan reaksi MDEAH+
KHC=10^((-3404.7/TT)+14.843-0.03279*TT);%konstanta
kesetimbangan reaksi HCO3- & H+ (kmol/m3)
KW=(exp(39.555-
((9.879*10^4)/TT)+((5.6883*10^7)/(TT^2))-
((1.4645*10^10)/(TT^3))+((1.3615*10^12)/(TT^4))))^
0.5;%konstanta kesetimbangan H2O (kmol/m3)
KOH=10^(13.635-(2895/TT));%konstanta kecepatan
reaksi OH-(m3/kmol.s)
if PR==1
KD=2.5715*10^6*exp(-1665.8/TT);%konstanta
kecepatan reaksi DEA(m3/kmol.s)
else
    if PR==2
        KD=5.3409*10^13*exp(-3251.9/TT);%konstanta
kecepatan reaksi glycin(m3/kmol.s)
    else
        KD=exp(11.53+(4345.5/TT));%konstanta kecepatan
reaksi PZ(m3/kmol.s)
    end
end

%ALIRAN GAS
R=82.057*10^-3;%konstanta gas dalam (m3 atm/kmol
K)
RHOG=MWGA*PT/(R*TG);%densitas gas kolom (kg/m3)
SVG=G/(AKA*RHOG);%kecepatan superficial gas kolom
(m/s)
RHOGM=RHOG/MWGA;%Molar density gas (kmol/m3)

%cek laju flooding didalam kolom
FLG=(L/G)*(RHOG/RHOL)^0.5;%cek ratio flooding
(0.01-1)

%KONSTANTA HENRY
%He298
HEOCD=(3.1*10^-4)*1.01325;%CO2 (m3.atm/kmol)
%Fenomena Pelarutan
FPCD=2900;%CO2(K)
%He pada suhu T
HEOTCD=(1/(HEOCD*exp(FPCD*(1/TT-1/298.15))));%CO2
(m3.atm/kmol)
%hG298

```

```

HGOCd=-17.2*10^-3;%CO2 (m3/ kmol)
%hT298
HTCD=-0.338*10^-3;%CO2 (m3/ kmol.K)
%hG pada suhu T
HGCD=HGOCd+HTCD*(TT-298.15);%CO2 (m3/ kmol)
%h- dan h+ ion
if PR==1
HPLUSD=0.043;%DEACOO- (m3/ kmol)
else
    if PR==2
    HPLUSD=0.043;%GLYCOO- (m3/ kmol)
    else
    HPLUSD=0.043;%PZCOO- (m3/ kmol)
    end
end
HPLUSMH=0.041;%MDEAH+ (m3/ kmol)
HMINHC=0.0967;%HCO3- (m3/ kmol)
%nilai koefisien ionik I
I=0.5*( (1*XMHIN*1^2)+(1*XHCIN*1^2));
%hI
HICD=(HPLUSMH+HGCD+HMINHC+HPLUSD)*I;%MDEA untuk
CO2 (m3/ kmol)
%He sistem
HECD=HEOTCD*10^(HICD);%CO2 (atm.m3/ kmol)

%MENGHITUNG DIFFUSIFITAS GAS KE LIQUID
%molecular volume liquid
VLM=152.5*10^-3;%MDEA (m3/ kmol)
if PR==1
VLD=128.5*10^-3;%DEA (m3/ kmol)
else
    if PR==2
    VLD=76.7*10^-3;%Glycine (m3/ kmol)
    else
    VLD=97.8*10^-3;%PZ (m3/ kmol)
    end
end
VLCD=34*10^-3;%CO2 (m3/ kmol)
%factor asosiasi
PHI=2.6;
%viskositas h2o
MUHCP=(0.003393*exp(1693.86/TL));%H2O (cP)
MUH=MUHCP/1000;%H2O (Pa.s atau kg/m.s)
%Diffusivitas liquid

```

```

DML=(1.173*10^-
16)*TL*(PHI*MWH)^0.5/(MUH*VLM^0.6);%MDEA (m2/s)
DDL=(1.173*10^-
16)*TL*(PHI*MWH)^0.5/(MUH*VLD^0.6);%DEA (m2/s)
DCDL=(1.173*10^-
16)*TL*(PHI*MWH)^0.5/(MUH*VLCD^0.6);%CO2 (m2/s)

%MENCARI KL (liquid)
GG=9.80;%percepatan gravitasi (m/s2)
SIGMAL=11;%tegangan permukaan fasa cair (N/m atau
kg/s2)
SIGMAR=0.99;%tegangan permukaan tereduksi (N/m
atau kg/s2)
NREL=FL/(MUH*APA);%bilangan reynold (tidak
berdimensi)
FRL=(APA*FL^2)/(RHOL^2*GG);%bilangan froude (tidak
berdimensi)
WEL=(FL^2)/(RHOL*APA*SIGMAL);%bilangan weber
(tidak berdimensi)
AAA=APA*(1-exp(-
1.45*((SIGMAR/SIGMAL)^0.75)*(NREL^0.1)*(FRL^
0.05)*(WEL^0.2)));%area antar batas per unit
volume (m2/m3)
NRELA=FL/(MUH*AAA);%bilangan reynold kolom (tidak
berdimensi)
%Bilangan schmidt
NSCML=MUH/(RHOL*DML);%MDEA (tidak berdimensi)
NSCDL=MUH/(RHOL*DDL);%DEA (tidak berdimensi)
NSCCDL=MUH/(RHOL*DCDL);%CO2 (tidak berdimensi)
%Nilai kL
KLM=0.0051*NRELA^(2/3)*NSCML^(-
0.5)*(APA*DPA)^0.4*((MUH*GG)/RHOL)^(1/3);%MDEA
(m/s)
KLD=0.0051*NRELA^(2/3)*NSCDL^(-
0.5)*(APA*DPA)^0.4*((MUH*GG)/RHOL)^(1/3);%DEA
(m/s)
KLCD=0.0051*NRELA^(2/3)*NSCCDL^(-
0.5)*(APA*DPA)^0.4*((MUH*GG)/RHOL)^(1/3);%CO2
(m/s)

%MENCARI KG (gas)
% molecular volume gas
VGCD=26.9;%CO2 (m3/kmol)
VGH=12.7;%H2O (m3/kmol)

```

```

%viskositas gas
MUCDG=(-2*10^-
6*XHINA^2+0.005*XHINA+1.3702)/100000;%CO2 (Pa.s)
MUHG=(7*10^-
7*XHINA^2+0.0036*XHINA+0.8944)/100000;%H2O (Pa.s)
%viskositas campuran gas
MUG=MUCDG*YCD+MUHG*YH;%viskositas gas (Pa.s)
%diffusivitas gas
DCDG=(1*(10^-
7)*XHIN^1.75*((1/MWCD+1/MWH)^0.5))/(PT*((VGCD^(1/3)
)+VGH^(1/3))^2);%difusifitas CO2 terhadap H2O
(m2/s)
DHG=(1*(10^-
7)*XHIN^1.75*((1/MWH+1/MWH)^0.5))/(PT*((VGH^(1/3)
)+VGH^(1/3))^2);%difusifitas H2 terhadap H2O (m2/s)
DCDGA=(1-YCD)/(YCD/DCDG+YH/DHG);%difusifitas CO2
terhadap campuran gas (m2/s)
%bilangan tak berdimensi
NREG=FGA/(MUG*AAA);%bilangan reynold fase gas
(tidak berdimensi)
NSCG=MUG/(RHOG*DCDGA);%bilangan schmidt(tidak
berdimensi)
%mass transfer coefficient gas
KGCD=(2/(R*XHIN))*NREG^0.7*NSCG^(1/3)*(APA*DPA)^-
2*(APA*DCDG);%koefisien perpindahan massa gas CO2
(kmol/m2.s.atm)
KGH=(2/(R*XHIN))*NREG^0.7*NSCG^(1/3)*(APA*DPA)^-
2*(APA*DHG);%koefisien perpindahan massa gas H2
(kmol/m2.s.atm)
KG=(2/(R*XHIN))*NREG^0.7*NSCG^(1/3)*(APA*DPA)^-
2*(APA*DCDGA);%mass transfer coeff (kmol/m2.s.atm)

%HTU
HTUCD=SVL/(KLCD*AAA);%Height of a transfer unit
CO2 (m)
HTUD=SVL/(KLD*AAA);%Height of a transfer unit DEA
(m)
HTM=SVL/(KLM*AAA);%Height of a transfer unit MDEA
(m)

%KOMPONEN DILIQUID
%Konsentrasi
CCDE=(KMH*CHCIN*CMHIN)/(KHC*CMIN);%Konsentrasi
equilibrium CO2 (kmol/m3)

```

```

COH=(KW*CHCIN)/(KHC*CCDE);%Konsentrasi OH
(kmol/m3)
%konstanta
E=(DCDL*(KOH*COH+KD*CDIN)/KLCD^2)^0.5;%Enhancement
Factor
H=(10^(-4.3856+(867.4932/TL))*0.025);%Konstanta H
XC=(0.691*XMHIN)/(XMIN+0.691*XMHIN);%konstanta XC
C=(1.2014+(0.2857/XC)-(0.0537/XC^2));%konstanta C
%Delta H
DHFCD=-3.9351*10^8;%CO2 (J/kmol)
DHFH=-2.8583*10^8;%H2O (J/kmol)
DHFM=-3.8*10^8;%MDEA (J/kmol)
DHFMH=-5.1422*10^8;%MDEAH+ (J/kmol)
DHFHC=-6.9199*10^8;%HCO3-
DELHR=(DHFCD+DHFH+DHFM)-(DHFMH+DHFHC);%DeltaH
reaksi CO2 (J/kmol)
DELHV=LMD*MWH*1000;%DeltaH penguapan H2O (J/kmol)
%Konduktivitas Termal
KTCD=(3.69*YCDOUT^(-
0.3838))/(1+964/YCDOUT+1860000/(YCDOUT^2));%CO2
(W/m.K)
KTH=(0.002653*XHIN^0.7452)/(1+12/XHIN);%H2O
(W/m.K)
KT=(KTCD*YCD+KTH*YH);%gas campuran (W/m.K)
HGA=KG*R*XHIN*RHOG*CPGA*(NSCG^(2/3))*((KT/(RHOG*CP
GA*DCDGA)^(2/3)));%Koeffisien perpindahan panas
(W/m2.K)
%Konsentrasi interface
CCDI=(KGCD*YCDOUT*PT+KLCD*E*CCDE)/(KLCD*E+KGCD*HEC
D);%konsentrasi interface CO2 (kmol/m3)
%Tekanan Parsial
PCDI=CCDI*HECD;%CO2 di interface
PCDE=CCDE*HECD;%CO2 di equilibrium
PHE=YHOUT*PT;%H2O di equilibrium
%PHI=(exp(18.3036-3816.44/(-46.13+TL)))/760;%H2O
di interface
PHI=(10^(-(FL/(2.303*R)))*((1/TL)-2.45*10^-3)-
1.672+C));%H2O di interface
%flux komponen
NH=KGH*(PHE-PHI);%flux H2O
NCD=((KGCD*KLCD*E*H)/(KGCD+KLCD*E*H))*(PCDE-
PCDI);%flux CO2

%~~~~~Syarat Looping ODE~~~~~

```

```

errorX=1;
errorT=1;
errorG=1;
tol=0.001;

%~~~~~Mulai penyelesaian ODE~~~~~
while errorT>tol
IC=[FGA YCDOUT YHOUT TG FL XMIN XMHIN XHCIN XHIN
TL XDIN PT DKA DPA PR];%Initial condition
[z,X] = ode45('fungsi_des2',[0 ZTA],IC);
n=length(z);
disp([z,X]);

%~~~~Loop suhu~~~~
TGANS=X(n,4);
errorT=abs((TGANS-TGIN)/TGIN);
if TGANS>TGIN
TG=TG-0.001;
else
TG=TG+0.001;
end

%~~~~loop fraksi~~~~
YCDANS=X(n,2);
errorX=abs((YCDANS-YCDIN)/YCDIN);
if YCDANS>YCDIN
YCDOUT=YCDOUT-0.001;
YHOUT=1-YCDOUT;
else
YCDOUT=YCDOUT+0.001;
YHOUT=1-YCDOUT;
end

%~~~~loop gas~~~~
FGANS=X(n,1);
errorG=abs((FGANS-FG)/FG);
if FGANS>FG
FGA=FGA-0.001;
else
FGA=FGA+0.001;
end
itel=itel+1;
end

```



```

disp(' =====');
M=zeros(n,2);
for i=1:n
M(:,1)=X(i,1);
M(:,2)=X(i,5);
disp([z(i,1),M(i,1),M(i,2)])
end

%~~~~~Distribusi Suhu~~~~~
disp('      Profil Suhu dalam Absorber')
disp(' =====');
disp(['      z      ', '      TG', '      TL']);
disp(' =====');
T=zeros(n,2);
for i=1:n
T(:,1)=X(i,4);
T(:,2)=X(i,10);
disp([z(i,1),T(i,1),T(i,2)])
end

%~~~~~Komposisi Dalam Gas~~~~~
disp('Profil Konsentrasi Gas dalam Absorber')
disp(' =====');
disp(['      z      ', '      CO2', '      H2O']);
disp(' =====');
CG=zeros(n,2);
for i=1:n
CG(:,1)=X(i,2)*X(i,1);
CG(:,2)=X(i,3)*X(i,1);
disp([z(i,1),CG(i,1),CG(i,2)])
end

%~~~~~Komposisi Dalam Liquida~~~~~
disp('      Profil Konsentrasi Liquid dalam
Absorber')
disp(' =====');
disp(['      z      ', '      MDEA ', '      MDEAH+', '
HCO3-', '      H2O', '      Promotor']);
disp('
=====
=====');
CL=zeros(n,5);
for i=1:n
CL(:,1)=X(i,6)*X(i,5);

```

```

CL(:,2)=X(i,7)*X(i,5);
CL(:,3)=X(i,8)*X(i,5);
CL(:,4)=X(i,9)*X(i,5);
CL(:,5)=X(i,11)*X(i,5);
disp([z(i,1),CL(i,1),CL(i,2),CL(i,3),CL(i,4),CL(i,
5)])
end
%~~~~~Perhitungan Tekanan reboiler~~~~~
PB=(0.082*(X(n,4))^2-58.042*X(n,4)+10344)/101.325;

%~~~~~Perhitungan CO2 Removal~~~~~
AT=X(1,8)*X(1,5);%bagian masuk HCO3-
BW=X(n,8)*X(n,5);%bagian keluar HCO3-
RE=( (AT-BW)/AT)*100;

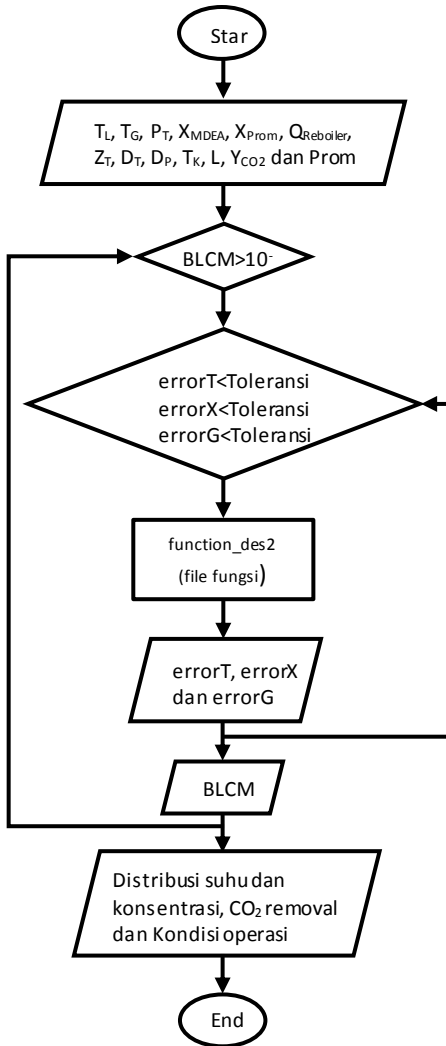
disp(' =====')
disp([' Iterasi Kolom = ',num2str(ite1)])
disp([' Iterasi Kondensor = ',num2str(ite2)])
disp(' Kondisi operasi');
disp([' Tekanan = ',num2str(PT),' atm'])
disp([' Tekanan Reboiler = ',num2str(PB),' atm'])
disp([' Suhu Liquid Masuk = ',num2str(TL), '
(K)'])
disp([' Suhu Liquid Keluar = ',num2str(X(n,10)), '
(K)'])
disp([' Suhu Gas Masuk = ',num2str(T(n,1)), '
(K)'])
disp([' Suhu Gas Keluar = ',num2str(TG), '
(K)'])
disp([' CO2 Removal = ',num2str(RE),' %'])

%~~~~~Pengecekan laju flooding~~~~~
if 0.01<FLG && FLG<1
    disp(' Laju sesuai laju flooding maksimal');
else
    disp(' Laju tidak sesuai dengan laju flooding
maksimal');
end
disp(' =====')
disp(' Program dibuat oleh Gilang & Fikri')
disp(' =====')
toc

```

APPENDIKS D

FLOW CHART SIMULASI



Daftar Notasi :

T_L	= Suhu <i>liquid</i>
T_G	= Suhu gas
P_T	= Tekanan kolom
X_{MDEA}	= Konsentrasi MDEA
X_{Prom}	= Konsentrasi Promotor
$Q_{Reboiler}$	= Energi <i>reboiler</i>
D_T	= Diameter kolom
D_P	= Diameter <i>packing</i>
T_K	= Suhu kondensor
L	= Laju alir <i>liquid</i>
Y_{CO_2}	= Konsentrasi CO ₂ gas masuk
Prom	= Jenis promotor
BLCM	= Nilai <i>error</i> neraca mol
errorT	= Nilai <i>error</i> suhu
errorX	= Nilai <i>error</i> konsentrasi
errorG	= Nilai <i>error</i> laju molar

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

RIWAYAT HIDUP PENULIS



Gilang Adi Setyawan yang kerap disapa Gilang lahir di Pati, 18 Januari 1995. Penulis menempuh dunia pendidikan formal di SD Negeri Pati Wetan 1 tahun 2000-2006, SMP Negeri 3 Pati tahun 2006-2009, SMA Negeri 1 Pati tahun 2009-2012, Jenjang Diploma III (D-III) Jurusan Teknik Kimia Universitas Diponegoro Semarang tahun 2012-2015 dan melanjutkan ke jenjang Strata I (S-1) Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya tahun 2016-2018. Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa menjadi tempat penulis melakukan riset tugas akhir bersama partnernya Muhammad Fikri Kurniawan, dengan bimbingan Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc. dan Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D dengan judul **“Pemodelan dan Simulasi Stripping Gas Karbon Dioksida dari Larutan Methyldiethanolamine (MDEA) Berpromotor dalam Kolom Berpacking”**. Penulis juga pernah melakukan kerja praktek di PT Petrokimia Gresik pada tahun 2015 dengan tugas khusus Evaluasi Neraca Massa dan Panas plant SP-36 dan di PT Petrosida Gresik pada tahun 2017 dengan tugas Evaluasi Kinerja dan Desain *Rotary Dryer*. Untuk korespondensi penulis dapat dihubungi melalui email: gilang.a18@gmail.com

(HALAMAN SENGAJA DIKOSONGKAN)

RIWAYAT HIDUP PENULIS



Muhammad Fikri Kurniawan.

Lahir di Pekalongan, 11 Februari 1994. Penulis menjalani dunia pendidikan formal di SD Negeri Kraton 02 Pekalongan tahun 2000-2006, SMP Negeri 2 Pekalongan, tahun 2006-2009, SMA Negeri 3 Semarang tahun 2009-2012, Jenjang Diploma III (D-III) Jurusan Teknik Kimia Universitas Diponegoro tahun 2012-2015, dan melanjutkan ke jenjang Strata I (S-1) Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya tahun 2016-2018. Untuk riset tugas akhir, penulis memilih laboratorium Perpindahan Panas dan Massa bersama partnernya Gilang Adi Setyawan, dengan bimbingan Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc. dan Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D dengan judul **“Pemodelan dan Simulasi Stripping Gas Karbon Dioksida dari Larutan Methyldiethanolamine (MDEA) Berpromotor dalam Kolom Berpacking”**. Penulis juga pernah melakukan kerja praktek di PT Pertamina Refinery Unit IV Cilacap pada tahun 2015 dengan tugas khusus Evaluasi efisiensi Furnace 013 F 101 di Unit Aromatic Hydrogenating Unibon Kilang Fuel Oil Complex II PT Pertamina (Persero) RU IV Cilacap dan di PT Petrokimia Gresik pada tahun 2017 dengan tugas Evaluasi Kinerja *Heat Exchanger* dan *Scrubber*. Untuk korespondensi penulis dapat dihubungi melalui [email: muhfikri94@gmail.com](mailto:muhfikri94@gmail.com)

(HALAMAN SENGAJA DIKOSONGKAN)